

Міністерство освіти та науки України
Національний університет водного господарства та
природокористування
Кафедра автоматизації, електротехнічних та комп'ютерно-
інтегрованих технологій

04-03-302М

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ
до виконання практичних робіт
з навчальної дисципліни
«Об'єкти автоматизації галузей»
для здобувачів вищої освіти першого (бакалаврського) рівня
за освітньо-професійною програмою
«Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології»
спеціальності 151 «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані
технології» денної та заочної форм навчання

Рекомендовано науково-методичною
радою з якості ННІ АКOT

Протокол № 3 від 29.12.2020 р.

Рівне – 2020

Методичні вказівки до виконання практичних робіт з навчальної дисципліни «Об'єкти автоматизації галузей» (для здобувачів вищої освіти першого (бакалаврського) рівня за освітньо-професійною програмою «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології» спеціальності 151 «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології» денної і заочної форм навчання / Клепач М. І., Клепач М. М., Христюк А. О. – Рівне : НУВГП, 2020. – 115 с.

Укладачі: Клепач М. І., к. ф.-м.н., доцент кафедри АЕКІТ;
Клепач М. М., к.т.н., доцент кафедри АЕКІТ;
Христюк А. О., к.т.н., доцент кафедри АЕКІТ.

Відповідальний за випуск: Древецький В. В., д.т.н., професор,
завідувач кафедри АЕКІТ.

Керівник групи забезпечення спеціальності Древецький В. В.

© Клепач М. І.,
Клепач М. М.
Христюк А. О., 2020
© НУВГП, 2020

Зміст

	стор.
Вступ	4
1. Загальні властивості промислових об'єктів управління ...	5
2. Розрахунок характеристик теплообмінників	23
3. Аналіз структурної схеми ТЕЦ	35
4. Аналіз парогенератора як об'єкта управління	43
5. Аналіз і регулювання економічності згорання палива	51
6. Побудова алгоритмів управління станції водозабору	58
7. Побудова моделі біологічного реактора	69
8. Розрахунок моделі абсорбера	85
9. Розрахунок моделі спиртової ректифікаційної колони ...	95
Список літератури	115

Вступ

Якісне та осмислене засвоєння теоретичної частини курсу «Об’єкти автоматизації галузей» закріплюється надбанням практичних навичок шляхом виконання практичних розрахунків та проектних завдань. Виконання запропонованих практичних робіт охоплює основні розділи курсу. Кожна з робіт включає в себе тему, мету, короткі теоретичні відомості, а також порядок виконання роботи. Виконавши розрахункову частину (або виконавши проектне рішення), студент заносить результати до звіту. Далі, самостійно, студент виконує необхідні операції, проводить розрахунки, виконує проектні роботи. Результатом цієї роботи є звіт з практичної роботи. Готовий звіт подається викладачу на папері або завантажується в електронний кабінет системи Moodle. Завантаження звіту з практичної роботи допускається лише з корпоративної пошти студента. При цьому звіт завантажується у відповідний розділ системи Moodle. У розділ відповідної практичної роботи завантажується файл зі звітом у форматі *.doc, *.docx або *.pdf. Успішне виконання запропонованих практичних робіт сформує у студента інженерні навички у подальшій професійній діяльності, а також закріпить теоретичні знання з курсу «Об’єкти автоматизації галузей».

Робота 1. Загальні властивості промислових об'єктів управління

1.1. Мета роботи

Вивчити загальні властивості об'єктів автоматизації. Засвоїти методи опису об'єктів автоматизації та навчитися аналізувати об'єкти управління різними методами

1.2. Теоретичні відомості

Об'єктом автоматичного регулювання називаються агрегат, апарат або їх сукупність, де протікають різні процеси, які потребують і піддаються регулюванню. Типові об'єкти являють собою технологічні процеси в конкретному апаратному оформленні наприклад парові котли, регенеративні підігрівники тощо. Об'єкт регулювання є основною ланкою автоматичної системи регулювання (АСР), від якої у багатьох випадках залежить якість автоматичного регулювання.

При всій різноманітності апаратів, установок і технологічних процесів, що протікають у них, об'єкти мають деякі загальні властивості, основними із яких слід виділити: ємність, самовирівнювання і запізнювання.

Ємність об'єкта. Під ємністю об'єкта розуміють його здатність накопичувати (акумулювати) речовину або енергію. Для гідравлічного об'єкта - це маса або кількість речовини, для теплового - кількість теплової енергії, для об'єкта руху – кількість руху тощо. Ємність утворюється тільки за наявності опорів, які перешкоджають виходу речовини або енергії.

З цієї точки зору об'єкти поділяються на одно- та багатоемнісні. Одноємнісні об'єкти характеризуються наявністю тільки одного опору на виході із об'єкта (рис. 1.1). Вони можуть накопичувати один вид речовини або енергії. Чим більша ємність об'єкта, тим повільніше протікають процеси в АСР та полегшується завдання регуляторів, і навпаки, чим менша ємність, тим швидше змінюються технологічні параметри, що накладає додаткові вимоги до АСР з точки зору її швидкодії.

Як показник ємності об'єктів застосовується коефіцієнт ємності, який визначається кількістю енергії або речовини, що їх необхідно

ввести в об'єкт для зміни регульованого параметра на одиницю його виміру. Наприклад, якщо температура в теплообміннику регулюється, коефіцієнт ємності визначається кількістю тепла, яку слід подати в об'єкт зміни температури в ньому на 1°C ; для гідравлічного об'єкта - це кількість рідини, що потрібно подати в об'єкт для зміни рівня на 1м.

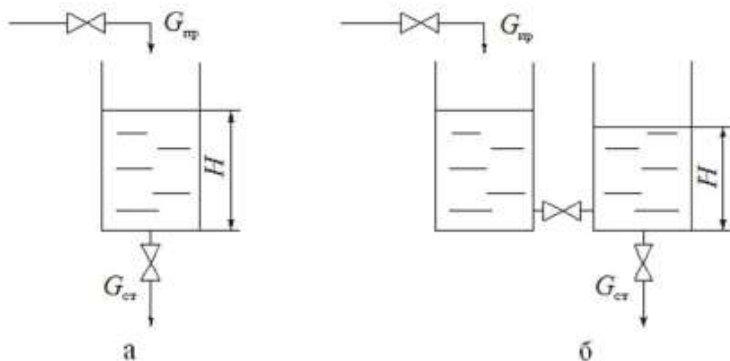


Рис. 1.1. Гідравлічні об'єкти;
а – одноємнісний б – двоємнісний

Самовирівнювання. Здатність об'єкта регулювання після внесення збурення приводить регульований параметр до нового усталеного значення самостійно, без втручання регулятора, називається самовирівнюванням, або саморегулюванням. Кількісно самовирівнювання об'єкта визначається коефіцієнтом самовирівнювання ρ , який дорівнює відношенню зміни вхідної величини Δx до відповідної зміни вихідної величини Δy , тобто ρ — величина обернена до коефіцієнта передачі k_0 об'єкта:

$$\rho = \frac{\Delta x}{\Delta y} = \frac{1}{k_0}.$$

Чим більше значення має ρ , тим менше відхилення нового усталеного значення регульованого параметра від його попередньої величини. Самовирівнювання в деякій мірі сприяє стабілізації регульованого параметра і, таким чином, полегшує задачу регулювання.

Розглянемо як приклад гідравлічний об'єкт із вільним припливом $G_{вх}$ і вільним стіканням рідини $G_{вих}$ (рис. 1.2, а). Нехай, до моменту

τ_0 був баланс між припливом $x_0(G_{np,0})$ і стіканням, рівень відповідав усталеному значенню $y_0(H_0)$. Якщо збільшити приплив на $\Delta x(\Delta G_{np})$, то баланс порушиться і рівень $y(H)$ почне підвищуватися. Однак внаслідок збільшення гідростатичного тиску одночасно почне зростати і стікання рідини $G_{ст}$. Оскільки G_{np} більше не змінюється, а $G_{ст}$ зростає, то поступово різниця $\Delta G = G_{np} - G_{ст}$ зменшується і через деякий час у системі наступить баланс при новому значенні рівня

$$H = H_0 + \Delta H.$$

Більшість теплових об'єктів мають властивість самовирівнювання. Такі об'єкти ще називають статичними, або стійкими. Якщо статичний об'єкт одноємнісний, то він, як правило, є аперіодичною ланкою першого порядку і описується рівнянням:

$$T_o \frac{dy}{d\tau} + \rho \Delta y = k_o \Delta x \quad (1.1)$$

де T_o – стала часу або час розгону об'єкта. Це час, за який вихідна величина зростає до нового усталеного значення при постійній швидкості її зміни (рис. 1.2, б).

Двоємнісні об'єкти описуються диференціальними рівняннями другого порядку.

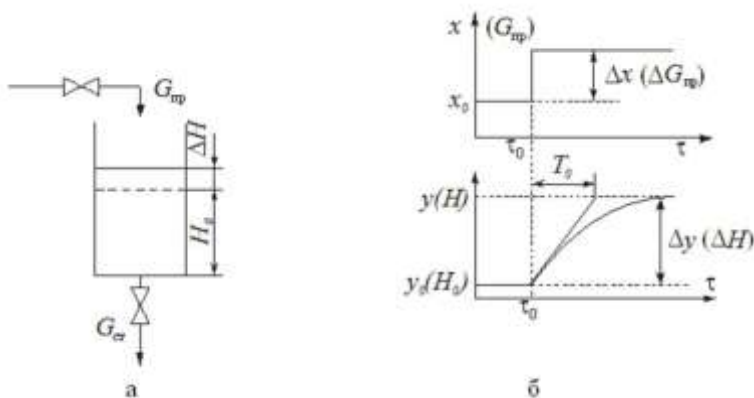


Рис. 1.2. Приклад об'єкта з самовирівнюванням (а) та його крива розгону (б)

Але не всі об'єкти володіють властивістю самовирівнювання. На рис.1.3,(а) показаний гідравлічний об'єкт з примусовою відкачкою рідини. Порушення балансу між припливом і стіканням призводить до безперервної зміни рівня, оскільки $G_{cm} = const$. Тільки втручання людини або регулятора може стабілізувати ситуацію. Швидкість зміни рівня пропорційна величині збурення. Такі об'єкти називаються астатичними, або нейтральними. Для них $p=0$, а рівняння динаміки має вигляд $T_0 \frac{dy}{d\tau} = k_0 \Delta x$, тобто об'єкт являє собою інтегруючу ланку.

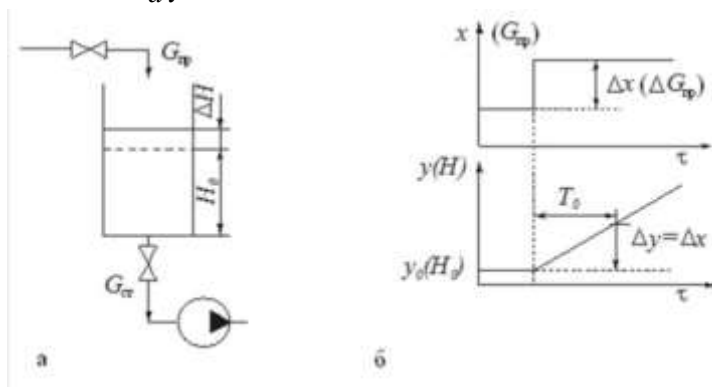


Рис. 1.3. Приклад об'єкта без самовирівнювання (а) та його крива розгону (б)

Для астатичного об'єкта величина T_0 має такий фізичний зміст: за цей час відносна зміна параметра $\Delta y = \Delta H / H_0$ відповідає відносній зміні збурення $\Delta x = \Delta G_{np} / \Delta G_{np0}$ (рис.1.3, б). Рідше зустрічаються так звані нестійкі об'єкти, які мають $p < 0$. Їх рівняння динаміки має вигляд: $T_0 \frac{dy}{d\tau} - c \Delta y = k_0 \Delta x$. Для таких об'єктів при стрибкоподібному збуренні Δx вихідна величина y змінюється із зростаючою в часі швидкістю (рис.1.4). Прикладом такого об'єкта може бути кульовий барабанний млин як об'єкт регулювання рівня вугільного пилу, якщо коефіцієнт заповнення вище критичного значення (так званий "завал" млина), чи барабанний котел при регулюванні рівня води та різкому відборі пари (явище "набухання котла").

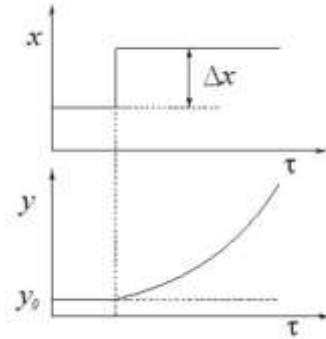


Рис. 1.4. Крива розгону нестійкого об'єкта

Запізнення. Якщо зміна технологічного параметра починається не одночасно із прикладанням збурення або управляючої дії, а через деякий час, то таке явище називають запізненням процесу в часі. Розрізняють два види запізнення: перехідне, або ємнісне і транспортне, або “чисте”.

Перехідне запізнення властиве багатоемнісним об'єктам. Воно виникає внаслідок проходження потоку речовини або енергії через опори, які розділяють окремі ємності багатоемнісного об'єкта.

Наприклад, у кожухотрубному теплообміннику величина перехідного запізнення залежить в основному від загального коефіцієнта теплопередачі, тобто від матеріалу і розмірів трубок, від фізичних властивостей рухомих середовищ, що приймають участь у теплообміні, від забруднення поверхонь теплообмінника і т.д. Тому, порівняно з одноємнісними об'єктами, зміна параметрів у таких об'єктах відстає в часі на значення перехідної ємності τ_n (рис.1.5). Залежно від числа ємностей об'єкта величина τ_n змінюється.

Транспортне запізнення виникає в зв'язку з тим, що між початком переміщення регулюючого органу і початком зміни параметра, яка викликана цим переміщенням, проходить деякий проміжок часу τ_T . Цей час необхідний для того, щоб потік речовини або енергії, що має швидкість v , пройшов відстань l від місця прикладання збурення, тобто місця установки регулюючого органу, до об'єкта регулювання

$$\tau_T = \frac{l}{v}.$$

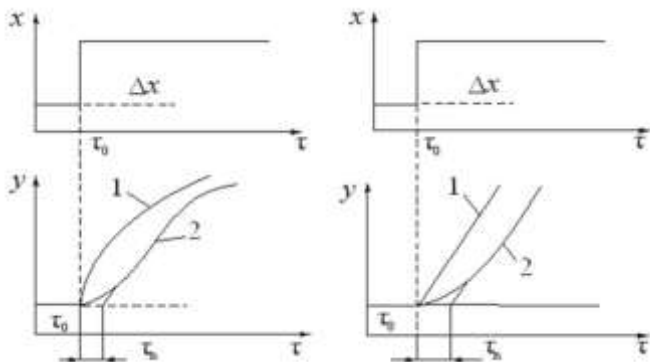


Рис. 1.5. Криві розгону об'єктів: а – статичного;
б – астатичного; 1 – одноємнісного; 2 – багатоемнісного

Чисте запізнення зміщує в часі реакцію на виході об'єкта порівняно з вхідною дією на значення τ_T , але не змінює ні величину, ні форму цієї дії (рис.1.6). Потрібно прагнути до зменшення чистого запізнення шляхом установки регулювальних органів на мінімально можливій відстані від об'єкта. Постійне запізнення $\tau_3 = \tau_T + \tau_n$ погіршує умови роботи регулятора і знижує показники якості процесу регулювання.

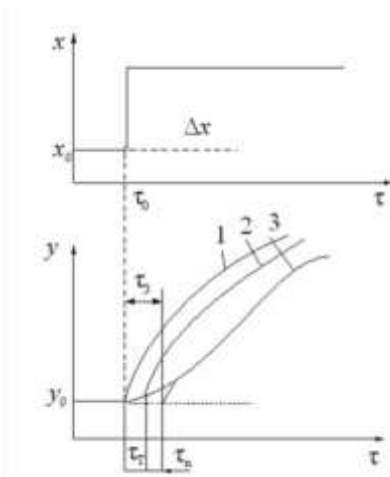


Рис.1.6..Криві розгону об'єктів: 1 – без запізнення; 2 – одноємнісного з τ_T ; 3 – багатоемнісного з τ_T

Об'єкти з розподіленими параметрами. Коли об'єкт є досить розтягнутим у просторі, то значення технологічних параметрів процесу стають функцією координат, окрім того що вони є функцією часу. Такі елементи АСР є об'єктами з розподіленими параметрами або розподіленою ємністю. Ці об'єкти можна розглядати як послідовне з'єднання нескінченно великої кількості нескінченно малих ємностей із включеними між ними опорами. Тому крива розгону такого об'єкта відзначається запізненням порівняно з аналогічним об'єктом із зосередженою ємністю.

Динаміка об'єктів з розподіленими параметрами описується диференціальними рівняннями в частинних похідних, аргументами яких є час і геометричні координати. Оскільки складання рівнянь високих порядків у більшості випадків викликає суттєві труднощі із за складності точного визначення коефіцієнтів, то на практиці об'єкти з розподіленими параметрами, зазвичай, замінюють їх наближеною моделлю у вигляді об'єкта із зосередженими параметрами, який подається як дві послідовно з'єднані ланки: аперіодична першого порядку та чистого запізнення (рис. 1.7). Динамічні характеристики такого об'єкта показано на рис.1.8.

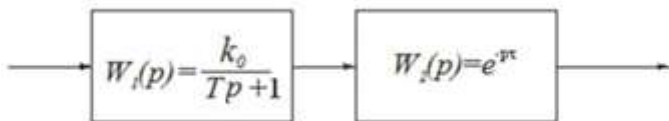


Рис.1.7. Структурна схема об'єкта з розподіленими параметрами

До об'єктів з розподіленими параметрами можна віднести теплофікаційні трубопроводи, пароперегрівники парового котла та інші теплообмінники як об'єкти регулювання температури. Всі теплові потоки, що вводяться в такі об'єкти, надходять до нескінченної множини точок, кожна з яких має свої властивості: теплоємність, температуру, тепловий опір тощо.

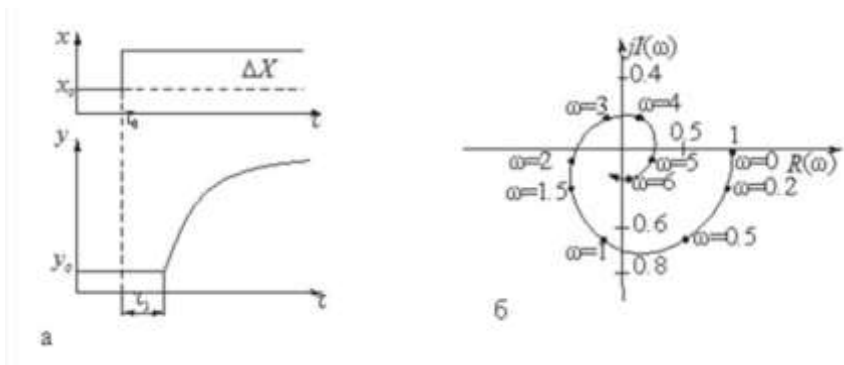


Рис. 1.8. Динамічні характеристики статичного об'єкта першого порядку із запізненням: а – крива розгону; б – амплітудно-фазова частотна характеристика (АФЧХ)

Статичні характеристики систем та їх елементів. Статичною характеристикою системи чи її елемента називається залежність між вихідною y і вхідною x величинами в усталеному режимі роботи, тобто тоді, коли ні регульована величина, ні регулюючі чи збурюючі дії не змінюються в часі: $y = f(x)$.

Особливістю статичної характеристики, незважаючи на форму її подання (рівняння, таблиця чи графік), є відсутність такого важливого параметра як час. Прикладом статичної характеристики може бути залежність температури в теплообміннику від витрати теплоносія (пари, гарячої води тощо) при відсутності збурень.

Статичні характеристики бувають лінійними, лінійними з насиченням, умовно-лінійними в деяких межах, з гістерезисом, із зоною нечутливості, релейні, нелінійні і т.д. У більшості випадків реальні системи мають нелінійну характеристику. Але при малих збурюючих впливах (10...15 % від максимально можливих) і відносно невеликих підсиленнях регульованого параметра такі системи можуть вважатися лінійними (рис. 1.9).

Лінійна статична характеристика оцінюється кутом α нахилу до осі абсцис. Відношення приросту вихідної величини Δy до приросту вхідної величини Δx визначається як тангенс кута нахилу α :

$$k = \operatorname{tg} \alpha = \frac{\Delta y}{\Delta x},$$

де k — коефіцієнт підсилення (передачі) системи або елемента, має розмірність: процент зміни регульованої величини / процент зміни збурення.

Якщо відхилення статичної характеристики від лінійної незначні, її вважають умовно лінійною поблизу робочої точки. Процес заміни нелінійної характеристики лінійною називається лінеаризацією. Для цього застосовується один із відомих методів лінеаризації, наприклад, дотичної, січної, усереднення, кусково-лінійної апроксимації та ін

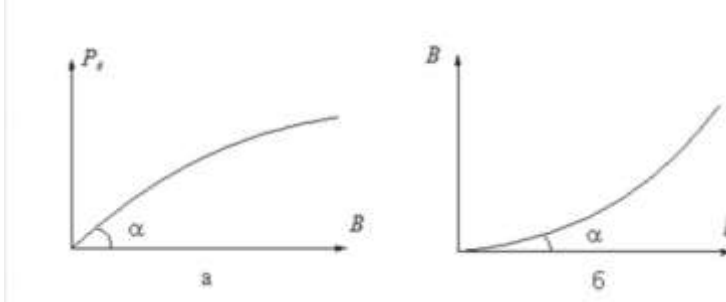


Рис. 1.9. Приклади статичних характеристик: а – графік залежності тиску пари P_B від подачі палива B в топку парового котла; б – графік залежності витрати палива B через клапан від ходу його штока (витратна характеристика клапана)

Для лінійних та лінеаризованих систем є справедливим принцип суперпозиції, відповідно до якого реакція об'єкта на суму вхідних впливів дорівнює сумі реакцій об'єкта на кожен із вхідних впливів. Застосування принципу суперпозиції суттєво спрощує аналіз та розрахунок лінійних систем, оскільки дозволяє розраховувати їх із припущення, що на вході об'єкта або системи є тільки один вхідний вплив, еквівалентний дії кількох збурень, а на виході – реакція тільки на цей один вхідний вплив, еквівалентна сумі вихідних реакцій на кожне діюче вхідне збурення.

Статичні характеристики використовуються також для визначення можливих діапазонів зміни параметрів та виявлення можливих нестійких режимів.

Динамічні характеристики. Динамічною характеристикою об'єкта називають функціональну залежність вихідної величини в період перехідного процесу від одного усталеного режиму роботи до іншого. При цьому як вхідна, так і вихідна величини є функціями часу. Динамічні характеристики можуть бути подані за допомогою: 1)

диференціальних рівнянь; 2) передаточних функцій; 3) часових характеристик; 4) частотних характеристик.

Диференціальні рівняння. Цей метод доцільно застосовувати на стадії проектування АСР, коли фізичного об'єкта ще не існує і немає можливості одержати його експериментальну характеристику або коли об'єкт за специфікою роботи не допускає відчутних зовнішніх збурень. Слід пам'ятати що будь-яке фізичне явище незмірно багатше за його математичне відображення, яке завжди обмежене. Для практичних цілей дуже важливо виділити із загальної сукупності явищ ту частку, що характеризує основні риси поведінки АСР без захаращування їх другорядними факторами, які ускладнюють дослідження фізичного процесу.

Якщо описувати динамічні властивості системи або її елемента, диференціальне рівняння містить у лівій частині значення вихідної величини і її похідної, в правій – вхідну величину і її похідні, а в деяких випадках – інтеграли від вхідної величини в часі. В нормалізованій формі рівняння системи має типовий вигляд:

$$T_2^2 \frac{d^2 y}{d\tau^2} + T_1 \frac{dy}{d\tau} + y = k \left(\tau_3 \frac{dx}{d\tau} + x \right) + \frac{1}{T_0} \int x d\tau. \quad (1.2)$$

Останнє рівняння приблизно описує динамічні властивості системи або окремої її частини. При цьому в кожному конкретному випадку як права, так і ліва частини рівняння можуть містити різні члени типового рівняння (1.2). Але обов'язкова наявність у лівій частині рівняння вихідної величини або її похідної, а в правій – вхідної величини, її похідної або інтеграла від вхідної величини.

Постійні коефіцієнти (1.2) T_2 , T_1 , T_0 , τ_3 мають розмірність часу; k – коефіцієнт передачі системи або її частини.

Із рівняння динаміки (1.2) можна одержати рівняння статки, прирівнявши в ньому всі похідні до нуля.

Оскільки розв'язання диференціального рівняння часто є досить трудомісткою задачею, то для спрощення запису рівняння його подають в операторній формі. У цьому випадку замість диференціала застосовують символ p , де p – алгебраїчна величина. Таким чином здійснюється перехід від диференціального рівняння до алгебраїчного, де $\frac{d}{d\tau} \equiv p$; $\frac{d^2}{d\tau^2} \equiv p^2$; $\int \dots d\tau \equiv \frac{1}{p}$; $\iint \dots d\tau \equiv \frac{1}{p^2}$.

Використовуючи ці співвідношення, одержують такий запис типового рівняння (1.2):

$$T_2^2 p^2 Y(p) + T_1 p Y(p) + Y(p) = k [\tau_3 p X(p) + X(p)] + \frac{1}{p T_0} X(p) \quad (1.3)$$

Таке перетворення диференціального рівняння в алгебраїчне називається перетворенням Лапласа, а символ p – оператором Лапласа. Функції $y(\tau)$ та $x(\tau)$, які піддаються перетворенню Лапласа, називають оригіналом, а функція комплексного змінного p , яка одержується в результаті цього перетворення – зображеннями Лапласа $Y(p)$ та $X(p)$ відповідно. З оператором p можна проводити різні алгебраїчні дії: множення, ділення, винесення за дужки тощо. Розв'язування (1.3) зводиться до пошуку величини $X(p)$ як зображення за Лапласом.

Якщо система має кілька вхідних та вихідних величин, то опис її здійснюється за допомогою системи диференціальних рівнянь. Нелінійні системи описуються нелінійними диференціальними рівняннями або рівняннями в частинних похідних.

Передаточні функції. Передаточною функцією називається динамічний коефіцієнт передачі системи або її елемента.

Для одержання передаточної функції використовують перетворення Лапласа. Після проведення алгебраїчних дій з перетвореним рівнянням можна шляхом зворотного перетворення одержати вхідні величини в функції часу. Передаточна функція $W(p)$ являє собою відношення вихідної і вхідної величин, перетворених за Лапласом та при нульових початкових умовах. На основі рівняння (1.3):

$$W(p) = \frac{Y(p)}{X(p)} = \frac{k(\tau_3 p + 1) + \frac{1}{p T_0}}{T_2^2 p^2 + T_1 p + 1} \quad (1.4)$$

Враховуючи в типовому рівнянні (1.4) передаточної функції ті чи інші члени операторних поліномів, можна одержати передаточні функції для різних АСР та її елементів. Наприклад, для лінійного елемента який описується диференціальним рівнянням першого порядку:

$$\text{в загальному вигляді } a_1 \frac{dy}{d\tau} + a_0 y = b_0 x ;$$

в типовому вигляді $T_1 \frac{dy}{d\tau} + y = kx$;

в операторній формі $(T_1 p + 1)Y(p) = kX(p)$;

передаточна функція $W(p) = \frac{Y(p)}{X(p)} = \frac{k}{T_1 p + 1}$.

На відміну від коефіцієнта передачі k , який установлює зв'язок між вихідною y і вхідною x величинами в усталеному режимі, передаточна функція $W(p)$ відображає зв'язок між ними в загальному випадку, в тому числі і для перехідних режимів.

Часові характеристики. Методи диференціальних рівнянь і передаточних функцій універсальні й мають широке розповсюдження. Однак користування ними в процесі дослідження реальних систем обмежене насамперед тому, що в багатьох випадках скласти достовірне вихідне диференціальне рівняння досить складно (наприклад, для котлів різних типів, теплообмінників тощо). Крім того, реальні промислові АСР, як правило, можуть бути описані наближено навіть рівняннями високих порядків або системою рівнянь, вирішення яких потребує громіздких розрахунків і не завжди можливе.

Водночас для реальних систем у більшості випадків відносно просто одержати експериментальні динамічні характеристики. Очевидно, що форма перехідного процесу залежить від вигляду збурення. Тому для зручності вивчення та аналізу результатів експерименту доцільно досліджувати реакцію системи на визначені типи збурень. Реакція системи або її елемента на типові збурення називається часовою характеристикою. Як типові збурення звичайно застосовують одиничний імпульс та одиничне ступінчасте збурення. За одиницю вхідної величини приймають її номінальне або максимальне значення.

Одиничним імпульсом називають прямокутний імпульс нескінченно великої висоти, тривалістю, що прямує до нуля, і площею, яка дорівнює одиниці (рис. 1.10,а). Для такого імпульсу математичне визначення має вигляд:

при $\tau < 0$ $x = 0$,

при $\tau > 0$ $x = 0$,

при $\tau = 0$ $x = \infty$, $\int_0^{\infty} x(\tau) d\tau = 1$.

Часова характеристика $y=f(\tau)$ називається імпульсною перехідною або ваговою функцією. З практичного боку одиничний імпульс являє собою математичне або графічне зображення миттєвого удару, який прикладений до системи, наприклад удар молота по кувалді, струм при замиканні накоротко ідеального конденсатора тощо.

Одиничне ступінчасте збурення (рис. 1.10, б) є найбільш поширеним експериментальним методом одержання динамічної характеристики. Це пояснюється такими причинами: по-перше, збурення такої форми найбільш несприятливі для АСР, і якщо вона задовольняє поставлені вимоги в процесі такого впливу, то буде задовільно працювати і при збуреннях іншої форми; по-друге, при такій формі збурення простіше шукати рішення диференціальних рівнянь, які описують властивості АСР.

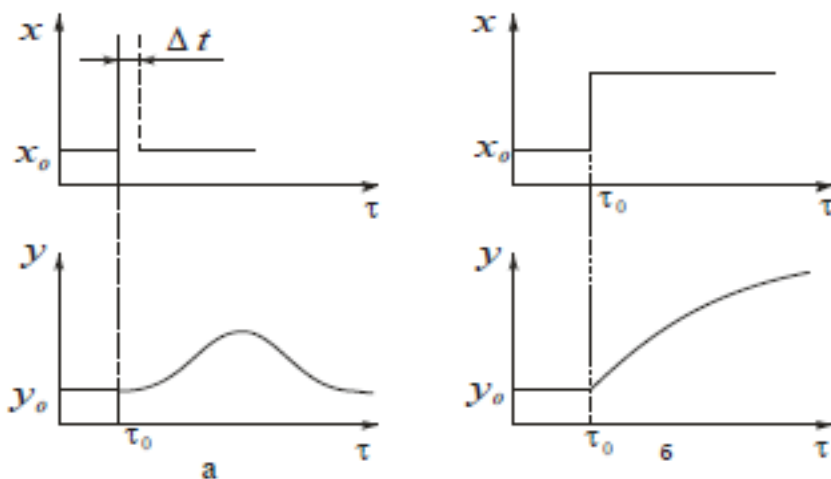


Рис.1.10. Часові характеристики: а – імпульсна; б – крива розгону

Залежність зміни вихідної величини від часу $y(\tau)$ в процесі прикладення до входу АСР або її елемента одноразового ступінчастого збурення називається кривою розгону, або перехідною характеристикою. Методика одержання кривої розгону така:

1. Усталений режим процесу підтримують 2...2,5 хв. при повільно текучих процесах і не менше 0,3...0,5 хв. — при швидкоплинних процесах.

2. Прикладають збурення на боці енергоносія або на боці продукту (залежно від прийнятого способу регулювання). Збурення прикладається миттєво одноразовою перестановкою регулюючого органу в межах 10-20 % максимального значення вхідної величини (дивляться за шкалою переміщення регулюючого органу).

3. В момент прикладання збурення включають секундомір і через рівні проміжки часу вимірюють значення регульованого параметра.

4. За результатами вимірів будують графік перехідної характеристики.

1.3. Програма роботи

Засвоїти теоретичні відомості щодо властивостей об'єктів автоматизації. Закріпити отримані знання шляхом розв'язування поставлених завдань щодо статичних та динамічних властивостей промислових об'єктів автоматизації.

1.4. Контрольні запитання

1. Що називається об'єктом регулювання ?
2. Що собою являє ємність об'єктів?
3. Які особливості одно - та багато ємнісних об'єктів?
4. Що характеризує коефіцієнт ємності?
5. Охарактеризуйте поняття самовирівнювання об'єктів.
6. Особливості статичних об'єктів.
7. Астатичні об'єкти. Їх динамічні характеристики.
8. Запізнювання в об'єктах та його різновиди.
9. Об'єкти з розподіленими параметрами, їх особливості.
10. У чому полягає методика одержання математичної моделі складного об'єкта ?
11. Статичні характеристики АСР, методика їх одержання.
12. Динамічні характеристики АСР, їх різновиди та методики одержання.

1.5. Завдання для самостійного виконання

1. В табл.1.1 наведено експериментальні дані дослідження перехідної характеристики об'єкта управління. Знайти параметри передаточної функції при апроксимації об'єкта аперіодичною ланкою із запізненням.

Таблиця 1.1

H	0,0	0,0	3,9	6,3	7,8	8,6	9,2	9,5	9,7	9,8	9,9
t,c	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50

2. Табл.1.2 містить експериментальні дані дослідження перехідної характеристики об'єкта управління. Знайдіть параметри передаточної функції при апроксимації об'єкта аперіодичною ланкою із запізненням

Таблиця 1.2

H	0,0	3,9	6,3	7,8	8,6	9,2	9,5	9,7	9,8	9,9	9,9
t,c	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50

3. Дані дослідження перехідної характеристики об'єкта управління наведено в табл.1.3. Знайдіть параметри передаточної функції при апроксимації об'єкта аперіодичною ланкою із запізненням

Таблиця 1.3

H	0,0	0,0	0,4	0,6	0,8	0,9	0,9	1,0	1,0	1,0	1,0
t,c	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50

4. Експериментальні дані дослідження перехідної характеристики об'єкта управління наведено в табл.1.4. Знайти параметри передаточної функції при апроксимації об'єкта аперіодичною ланкою із запізненням

Таблиця 1.4

H	0,0	0,0	0,0	0,4	0,6	0,8	0,9	0,9	1,0	1,0	1,0
t,c	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50

5. Результати дослідження перехідної характеристики об'єкта управління наведено в табл.1.5. Знайдіть параметри передаточної функції при апроксимації об'єкта аперіодичною ланкою із запізненням

Таблиця 1.5

Н	0,0	0,0	0,0	6,3	8,6	9,5	9,8	9,9	10,0	10,0	10,0
t,c	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50

6. Знайти значення перехідної характеристики для моменту часу $t = \tau + T_O$, якщо передаточна функція об'єкта за каналом керування $W_{OU}(s) = \frac{0.02}{2000s + 1} e^{-10s}$.
7. Передаточна функція об'єкта за каналом керування $W_{OU}(s) = \frac{0.2}{200s + 1} e^{-10s}$. Знайти значення перехідної характеристики для моменту часу $t = \tau + T_O$.
8. Яке значення перехідної характеристики в момент часу $t = \tau + T_O$, якщо передаточна функція об'єкта за каналом керування $W_{OU}(s) = \frac{2}{200s + 1} e^{-10s}$.
9. Для об'єкта керування з передаточною функцією $W_{OU}(s) = \frac{1}{20s + 1} e^{-10s}$ знайти значення перехідної характеристики для моменту часу $t = \tau + T_O$.
10. Знайти коефіцієнт самовирівнювання об'єкта, якщо його передаточна функція за каналом керування $W_{OU}(s) = \frac{0.02}{2000s + 1} e^{-10s}$.
11. Рівняння динаміки температури θ в теплообміннику змішування має такий вигляд $80 \frac{d\theta}{dt} + \theta = 0.6Q_{\Gamma} - 0.4Q_X$, де - Q_{Γ} і Q_X - зміни витрат відповідно гарячої і холодної води. Знайти передаточну функцію об'єкта за каналом керування $Q_{\Gamma} \rightarrow \theta$.
12. Знайти передаточну функцію теплообмінника змішування за каналом збурення $Q_X \rightarrow \theta$, якщо диференціальне рівняння

об'єкта $80 \frac{d\theta}{dt} + \theta = 0.6Q_{\Gamma} - 0.4Q_X$, де - Q_{Γ} Q_X - зміни

витрат відповідно гарячої і холодної води.

13. Процеси в теплообміннику змішування описуються рівнянням,

$$100 \frac{d\theta}{dt} + \theta = 0.8Q_{\Gamma} - 0.6Q_X \quad \text{де } Q_{\Gamma} \text{ і } Q_X - \text{ зміни витрат}$$

відповідно гарячої і холодної води. Знайти передаточну функцію об'єкта за каналом керування $Q_{\Gamma} \rightarrow \theta$.

14. Об'єкт управління описується диференціальне рівнянням

$$100 \frac{d\theta}{dt} + \theta = 0.8Q_{\Gamma} - 0.6Q_X \quad \text{де } Q_{\Gamma} \text{ і } Q_X - \text{ зміни витрат}$$

відповідно гарячої і холодної води. Знайти передаточну функцію теплообмінника змішування за каналом збурення $Q_X \rightarrow \theta$

15. Об'єм трубопроводу V_T від регулюючого органу до теплообмінного апарата складає 1 м^3 ; масова витрата теплоносія

$$Q_T = 10 \frac{\text{кг}}{\text{с}}. \text{ густина теплоносія } \rho_T = 1000 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}. \text{ Знайти постійне}$$

запізнення об'єкта.

16. Регулюючий орган встановлено на віддалі $L = 5 \text{ м}$ від об'єкта. Знайти постійне запізнювання τ , якщо об'ємна витрата

$$\text{холодоносія. } Q_X = 0.1 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}, \text{ а переріз трубопроводу } 0.1 \text{ м}^2.$$

17. Зміни рівня води H барабані котлоагрегату, якщо змінювати

$$\text{подачу води, відбувається зі швидкістю } 1000 \frac{dH}{dt} = Q - D, \text{ де -}$$

Q і D - зміни витрат відповідно живильної води і пари. Знайти передаточну функцію об'єкта за каналом керування $Q \rightarrow H$.

18. При автоматичному регулюванні рівня води H барабані

$$\text{котлоагрегату, який описується рівнянням } 1000 \frac{dH}{dt} = Q - D, \text{ де}$$

Q і D - зміни витрат відповідно живильної води і пари. Знайти передаточну функцію об'єкта за каналом збурення $D \rightarrow H$.

19. Знайти транспортне запізнення об'єкта, якщо об'єм трубопроводу V_T від регулюючого органу до апарата складає 0.1 м^3 ; масова

витрата теплоносія $Q_T = 10 \frac{\text{ккал}}{\text{с}}$. густина теплоносія

$$\rho_T = 1000 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

20. Віддаль від регулюючого органу до холодильника $L = 5 \text{ м}$. Знайти постійне запізнювання τ , якщо об'ємна витрата

холодоносія. $Q_X = 1 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$, а переріз трубопроводу $S = 0.1 \text{ м}^2$.

Робота 2. Розрахунок характеристик теплообмінників

2.1. Мета роботи

Аналіз теплообмінних апаратів як об'єктів автоматизації, ознайомлення з основними рішеннями та функціональними схемами автоматизації теплообмінних апаратів.

2.2. Теоретичні відомості

Теплообмінники - це апарати, в яких відбувається теплообмін між гріючим середовищем і середовищем, яке нагрівають.

У теплообмінниках можуть виконуватися різні теплові процеси: підігрів і охолодження – без зміни фазового стану середовищ; нагрівання, охолодження випаровування, конденсація і комбіновані процеси – зі зміною фазового стану середовищ.

Залежно від призначення теплообмінні апарати поділяють на підігрівники, випарники, конденсатори, регенератори, парогенератори, кип'ятильники, дефлегматори та ін.

Принципи автоматизації теплообмінних апаратів розглянемо на прикладі найбільш поширеного у промисловості кожухотрубного теплообмінника

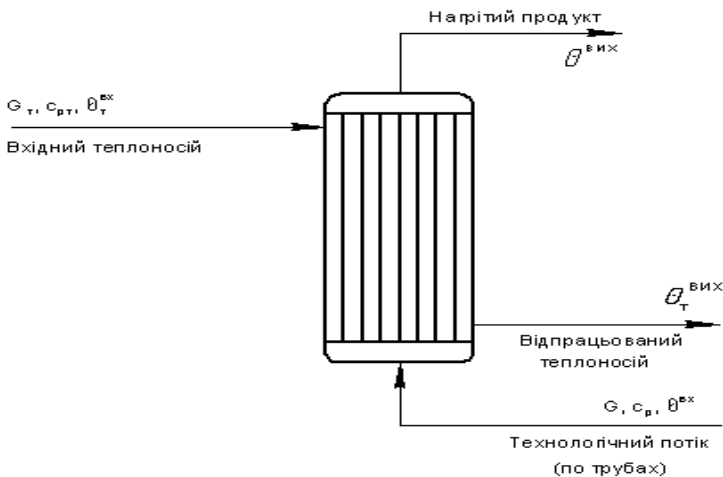


Рис. 2.1. Схема кожухотрубного теплообмінника

На вхід теплообмінника подається технологічний потік, який проходить по трубах теплообмінника і нагрівається за допомогою теплоносія. Теплоносій проходить по міжтрубному простору і виходить в нижній частині теплообмінника.

- **Технологічний процес:** нагрівання технологічного потоку масової витрати G до температури $\theta^{\text{вих}}$ теплоносієм витратою G_t із незмінним агрегатним станом.

- **Показник ефективності:** стабільність $\theta^{\text{вих}}$.
- **Мета управління:** підтримування $\theta^{\text{вих}} = \theta_{\text{зд}}$.

Аналіз об'єкта управління



Рис. 2.2. Схема руху теплоносіїв.

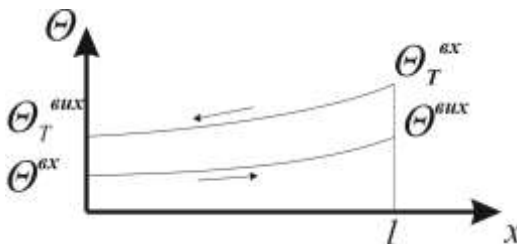


Рис. 2.3. Графік зміни температур в теплообміннику.

Припущення прийняті в інженерній практиці:

Вважати теплообмінник - об'єктом із зосередженими параметрами.

Втратами теплоти в навколишнє середовище (2..3)% - нехтувати.

Втратами теплоти в трубах - нехтувати.

За таких умов:

$$\text{Рухайна сила процесу: } \Delta\theta_{\text{CP}} = \frac{\Delta\theta_{\text{II}} + \Delta\theta_{\text{K}}}{2},$$

де – початкова і кінцева різниці температур

$$\Delta\theta_{II} = \theta_T^{вих} - \theta^{вх}, \quad \Delta\theta_K = \theta_T^{вх} - \theta^{вих}.$$

Теплове навантаження апарата: $Q = K * S * \Delta\theta_{cp} \left(\frac{\partial \mathcal{J}}{c} \right)$,

де K – коефіцієнт теплопередачі, S – площа поверхні теплового контакту.

Схема зв'язків між технологічними параметрами об'єкта

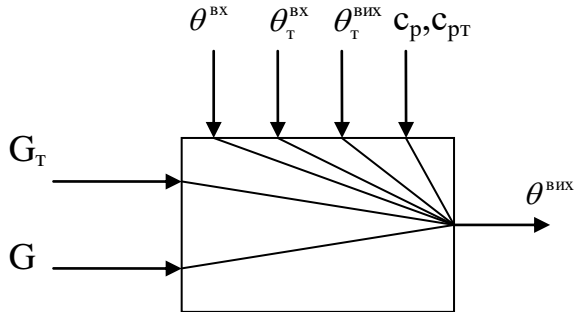


Рис. 2.4 Схема взаємозв'язку між технологічними параметрами об'єкта.

Рівняння динаміки для продукту (на основі закону збереження енергії):

$$\rho \cdot V \cdot c_p \cdot \frac{d\theta^{вих}}{dt} = G_T \cdot c_{pt} \cdot (\theta_T^{вх} - \theta_T^{вих}) - G \cdot c_p \cdot (\theta^{вих} - \theta^{вх}), \quad (2.1)$$

де: ρ – густина продукту; V – об'єм трубного простору теплообмінника; c_p, c_{pt} – питомі теплоємності продукту і теплоносія при постійному тиску; G, G_T – масові витрати продукту і теплоносія; $\theta_T^{вх}, \theta_T^{вих}$ і $\theta^{вх}, \theta^{вих}$ – температури теплоносія і продукту на вході і виході з теплообмінника.

Рівняння динаміки в нормалізованому вигляді:

$$\rho \cdot V \cdot c_p \cdot \frac{d\theta^{вих}}{dt} + G \cdot c_p \cdot \theta^{вих} = G_T \cdot c_{pt} \cdot (\theta_T^{вх} - \theta_T^{вих}) + G \cdot c_p \cdot \theta^{вх}. \quad (2.2)$$

Передаточна функція по каналу регулювання $G_T \rightarrow \theta^{вих}$:

$$W(s) = \frac{K_o}{T_o \cdot s + 1}, \quad (2.3)$$

де:
$$T_o = \frac{\rho \cdot V}{G^0}; \quad (2.4)$$

$$K_o = \frac{G_t^0 \cdot c_{pt} \cdot (\theta_t^{bx0} - \theta_t^{вих0})}{G^0 \cdot c_p \cdot \theta^{вих0}}. \quad (2.5)$$

Постійне запізнення:

$$\tau = \frac{\rho_t \cdot V_{\text{труб}}}{G_t}, \quad (2.6)$$

де $V_{\text{труб}}$ – об'єм трубопроводу від регулюючого органу до апарату.

Рівняння статики (теплового балансу):

$$G_t \cdot c_{pt} \cdot (\theta_t^{bx} - \theta_t^{вих}) = G \cdot c_p \cdot (\theta^{bx} - \theta^{вих})$$

З рівняння статики $\theta^{вих}$ в явному виді:

$$\theta^{вих} = \frac{G_m \cdot c_{pm} \cdot (\theta_m^{ex} - \theta_m^{вих})}{G \cdot c_p} + \theta^{ex} \quad (2.7).$$

- Статична характеристика лінійна за каналами: $\theta^{ex}, \theta_m^{ex}, \theta_m^{вих}, G_m - \theta^{вих}$.

- Нелінійна - по каналу $G - \theta^{вих}$.

Лінеаризоване представлення статичної характеристики розкладанням в ряд Тейлора в околі робочої точки:

$$\Delta \theta^{вих} = \left(\frac{\partial \theta^{вих}}{\partial G_m} \right)^0 \cdot \Delta G_m + \left(\frac{\partial \theta^{вих}}{\partial G} \right)^0 \cdot \Delta G + \left(\frac{\partial \theta^{вих}}{\partial \theta^{ex}} \right)^0 \cdot \Delta \theta^{ex} +$$

$$+ \left(\frac{\partial \theta^{вих}}{\partial \theta_m^{ex}} \right)^0 \cdot \Delta \theta_m^{ex} + \left(\frac{\partial \theta^{вих}}{\partial \theta_m^{вих}} \right)^0 \cdot \Delta \theta_m^{вих},$$

або

$$\Delta\theta^{вих} = K_1 * \Delta G_m + K_2 * \Delta G + K_3 * \Delta\theta^{вх} + K_4 * \Delta\theta_m^{вх} + K_5 * \Delta\theta_m^{вих} \quad (2.8)$$

Рівняння (2.8) представляє природи вихідної змінної через природи всіх можливих входних змінних.

Для порівняння: Модель кожухотрубного теплообмінника розхолодження атомного реактора складається із трьох аперіодичними ланок з'єднаних послідовно, що враховують динаміку зміни температури першого контуру, трубної системи, і охолоджуючої води.

АСУ теплообмінника як сукупність систем автоматичного контролю, регулювання, сигналізації і блокування

Регулюванню підлягає: температура продукту на виході з теплообмінника $T'_П$.

- Контролю підлягають: температури потоків на вході і виході з теплообмінника - $T_П$, $T'_П$, T_T , T'_T ; витрати теплоносія і продукту F_T , $F_П$; тиски теплоносія і продукту P_T , $P_П$.

- Сигналізації підлягають: суттєві відхилення температури продукту на виході $T'_П$; різке падіння витрати продукту F_T .

- Схема захисту повинна забезпечувати відключення магістралі подачі теплоносія при різкому падінні витрати продукту F_T .

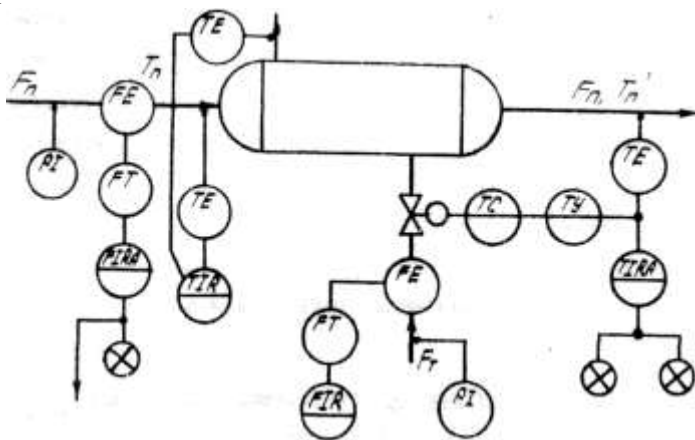


Рис.2.5. Типова функціональна схема автоматизації теплообмінника

Автоматичні системи регулювання (АСР) теплообмінників

- одноконтурні;
- багатоконтурні;
- спеціальні.

Одноконтурні АСР теплообмінників використовуються при несуттєвих збуреннях на об'єкт регулювання та при невисоких вимогах до якості регулювання.

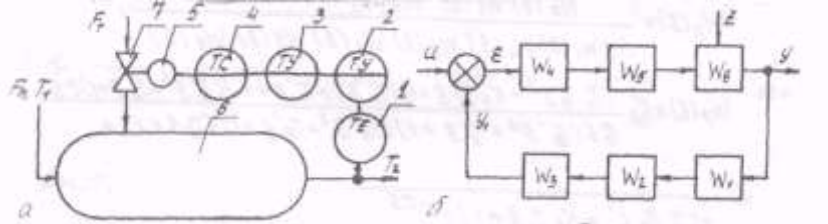


Рис.2.6. Схеми одноконтурної АСР температури: а - функціональна; б - структурна

1-первинний перетворювач, 2-нормуючий перетворювач (4...20 мА), 3-електропневматичний перетворювач (0.02...0.1 МПа), 4-регулятор (ПІ- або ПД), 5-пневматичний виконавчий механізм, 7-регулюючий орган.

Передаточна функція АСР по каналу регулювання має вигляд

$$W_p(s) = \frac{W_4(s)W_5(s)W_6(s)}{1 + W_1(s)W_2(s)W_3(s)W_4(s)W_5(s)W_6(s)}, \quad (2.9)$$

по каналу збурення

$$W_z(s) = \frac{W_{oz}(s)}{1 + W_1(s)W_2(s)W_3(s)W_4(s)W_5(s)W_6(s)}$$

Комбіновані АСР

Використовують при сильних збуреннях, які вносяться коливаннями витрати F_n або температури T_n продукту.

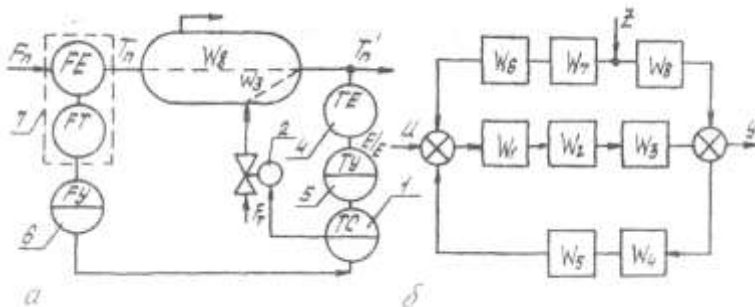


Рис. 2.7. Схеми комбінованої АСР: а - функціональна; б – структурна 7- витратомір, 6-компенсатор.

Комбіновану систему регулювання розраховують у такій послідовності:

- розраховують параметри регулятора із вимог до якості регулювання по каналу задання.
- вибирають і розраховують параметри компенсатора виходячи з умови інваріантності
- аналізують умови технічної реалізації компенсатора.

Якщо коректуючий сигнал надходить на вхід регулятора 1 то передаточна функція компенсатора

$$W_6(s) = \frac{W_8(s)}{W_1(s)W_2(s)W_3(s)W_7(s)} \quad (2.10)$$

Тоді передаточна функція каналу $z \rightarrow y$ без компенсатора матиме вигляд

$$W_z(s) \frac{W_8(s)}{1 + W_1(s)W_2(s)W_3(s)W_4(s)W_5(s)}. \quad (2.11)$$

Каскадні АСР

Каскадні системи регулювання використовують для автоматизації об'єктів, які мають велику інерційність по каналу регулювання та менш інерційну координату відносно найсуттєвішого збурення.

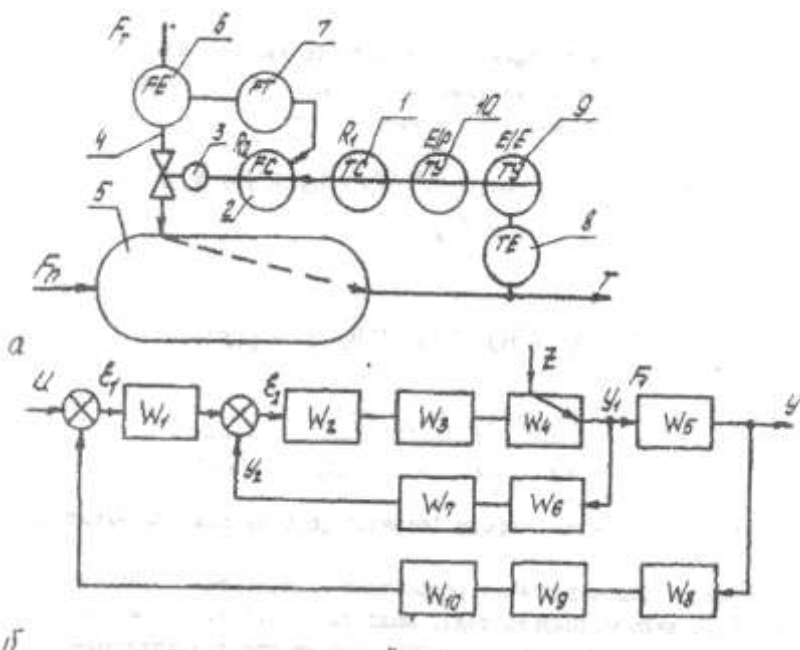


Рис. 2.8. Схеми каскадної АСР: а - функціональна; б – структурна
1- коректуючий регулятор (ПІ-закон); 7-внутрішній регулятор (П);

Розрахунок каскадної АСР передбачає визначення налаштувань основного та допоміжного регуляторів. Налаштування регуляторів R_1 і R_2 взаємопов'язані, тому їх розраховують методом наближення (ітерацій). На кожному кроці ітерації розрахунок зводять до одноконтурної, в якій один із регуляторів умовно належить до еквівалентного об'єкта.

Еквівалентним об'єктом для внутрішнього контура буде

$$W_{e2}(s) = W_3(s)W_4(s)W_5(s)W_7(s) + W_1(s)W_5(s)W_8(s)W_9(s)W_{10}(s), \quad (2.12)$$

а для зовнішнього

$$W_{e1}(s) = W_6(s)W_5(s)W_8(s)W_9(s)W_{10}(s), \quad (2.13)$$

де

$$W_6(s) = \frac{W_2(s)W_3(s)W_4(s)}{1 + W_2(s)W_3(s)W_4(s)W_6(s)W_7(s)}. \quad (2.14)$$

В пакеті MatLab –передбачена процедура настроювання обох регуляторів.

АСР із додатковим імпульсом за похідною

Якщо об'єкт належить до об'єктів із сильно розподіленими параметрами, то для поліпшення процесу регулювання доцільно використовувати додатковий імпульс за похідною з проміжної точки

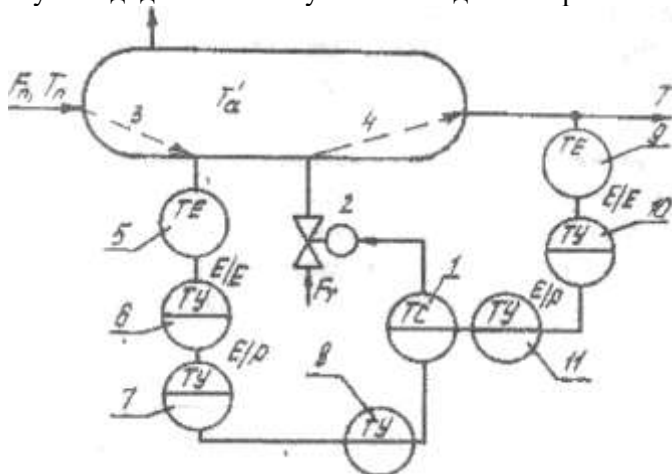


Рис.2.9. Функціональна схема АСР із додатковим імпульсом за похідною 8-реальна диференціююча ланка.

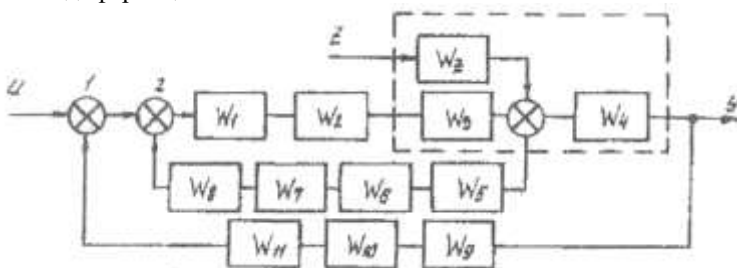


Рис. 2.10. Структурна схема АСР із додатковим імпульсом за похідною

Передаточна функція реального диференціатора

$$W_8(s) = \frac{T_8' s}{T_8 s + 1},$$

Спеціальні АСР з байпасуванням технологічного потоку

Використовуються в технологічних процесах, коли на витрату продукту не можна впливати, а до динамічних властивостей системи високі вимоги

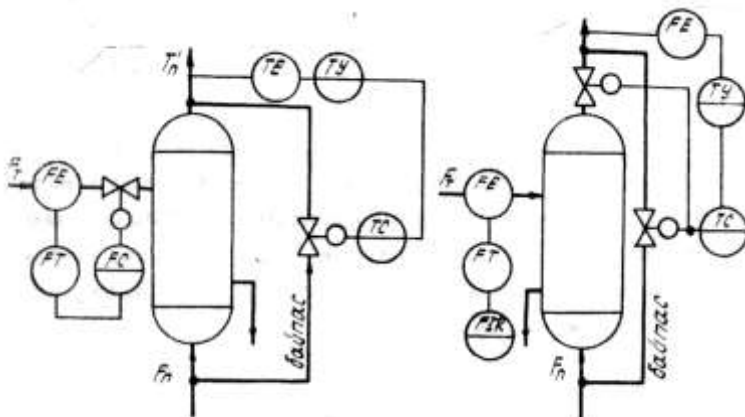


Рис. 2.11. Схеми АСР зміною витрати продукту в байпасному трубопроводі: а) за допомогою одного клапана; б) - двох клапанів

В такій системі якість регулювання $\theta^{\text{вих}}$ визначається динамікою другого контуру, в якому об'єкт змішування є практично безінерційною ланкою, оскільки при малому об'ємі камери змішування сталою часу процесу можна нехтувати.

2.3. Програма роботи

Засвоїти теоретичні відомості щодо розрахунку властивостей теплообмінників. Закріпити отримані знання шляхом розв'язування поставлених завдань щодо розрахунку характеристик теплообмінників.

2.4. Контрольні запитання

1. Які бувають теплообмінники?
2. Чим характеризуються процеси що протікають в теплообміннику?
3. Як виглядає рівняння динаміки для продукту в

теплообміннику?

4. Як виглядає передаточна функція теплообмінника?
5. Які параметри підлягають регулюванню в теплообміннику?
6. У яких випадках доцільно використовувати одноконтурні системи регулювання теплообмінниками?
7. Коли використовують каскадні системи регулювання теплообмінників?
8. Які особливості АСР з додатковим імпульсом за похідною?
9. З якою метою використовують спеціальні АСР з байпасуванням?
10. Якими параметрами визначається теплообмінник як об'єкт регулювання?

2.5. Завдання для самостійного виконання

1. Рівняння динаміки температури θ в теплообміннику змішування має такий вигляд $80 \frac{d\theta}{dt} + \theta = 0.6Q_G - 0.4Q_X$, де - Q_G і Q_X - зміни витрат відповідно гарячої і холодної води. Знайти передаточну функцію об'єкта за каналом керування $Q_G \rightarrow \theta$.
2. Знайти передаточну функцію теплообмінника змішування за каналом збурення $Q_X \rightarrow \theta$, якщо диференціальне рівняння об'єкта $80 \frac{d\theta}{dt} + \theta = 0.6Q_G - 0.4Q_X$, де - Q_G Q_X - зміни витрат відповідно гарячої і холодної води.
3. Процеси в теплообміннику змішування описуються рівнянням, $100 \frac{d\theta}{dt} + \theta = 0.8Q_G - 0.6Q_X$ де Q_G і Q_X - зміни витрат відповідно гарячої і холодної води. Знайти передаточну функцію об'єкта за каналом керування $Q_G \rightarrow \theta$.
4. Об'єкт управління описується диференціальне рівнянням $100 \frac{d\theta}{dt} + \theta = 0.8Q_G - 0.6Q_X$ де Q_G і Q_X - зміни витрат відповідно гарячої і холодної води. Знайти передаточну функцію теплообмінника

змішування за каналом збурення $Q_X \rightarrow \theta$

5. Об'єм трубопроводу V_T від регулюючого органу до теплообмінного апарата складає 1 м^3 ; масова витрата теплоносія

$$Q_T = 10 \frac{\text{ккал}}{\text{с}} \text{ , густина теплоносія } \rho_T = 1000 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \text{ . Знайти постійне}$$

запізнення об'єкта.

6. Регулюючий орган встановлено на віддалі $L = 5 \text{ м}$ від об'єкта. Знайти постійне запізнювання τ , якщо об'ємна витрата холодоносія.

$$Q_X = 0.1 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \text{ , а переріз трубопроводу } 0.1 \text{ м}^2 \text{ .}$$

7. Зміни рівня води H барабані котлоагрегату, якщо змінювати подачу води, відбувається зі швидкістю $1000 \frac{dH}{dt} = Q - D$, де - Q і

D - зміни витрат відповідно живильної води і пари. Знайти передаточну функцію об'єкта за каналом керування $Q \rightarrow H$.

8. При автоматичному регулюванні рівня води H барабані котлоагрегату, який описується рівнянням $1000 \frac{dH}{dt} = Q - D$, де -

Q і D - зміни витрат відповідно живильної води і пари. Знайти передаточну функцію об'єкта за каналом збурення $D \rightarrow H$.

9. Знайти транспортне запізнення об'єкта , якщо об'єм трубопроводу V_T від регулюючого органу до апарата складає 0.1 м^3 ; масова

$$\text{витрата теплоносія } Q_T = 10 \frac{\text{ккал}}{\text{с}} \text{ , густина теплоносія } \rho_T = 1000 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

10. Віддаль від регулюючого органу до холодильника $L = 5 \text{ м}$. Знайти постійне запізнювання τ , якщо об'ємна витрата холодоносія.

$$Q_X = 1 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \text{ , а переріз трубопроводу } S = 0.1 \text{ м}^2 \text{ .}$$

Робота 3. Аналіз структурної схеми ТЕЦ

3.1. Мета роботи

Провести аналіз структурної схеми теплоелектроцентралі. З'ясувати особливості функціонування теплоелектроцентралі як об'єкта автоматизації.

3.2. Теоретичні відомості

Вироблення електричної енергії на теплових електричних станціях (ТЕС), яке здійснюється у три стадії, можна проілюструвати за допомогою такої структурної схеми:

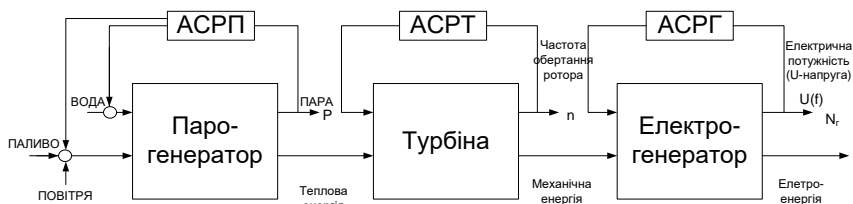


Рис 3.1. Структурна схема ТЕС.

Парогенератор (ПГ) з допомогою тепла, що виділяється під час згорання палива, продукує водяну пару; парова турбіна (Т) перетворює теплову енергію пари в механічну енергію обертання ротора; а електричний генератор (Г) завершує технологічний цикл ТЕС, перетворюючи механічну енергію в електричну.

Особливістю технологічного процесу на ТЕС є те, що готову продукцію - електроенергію не можна зберігати на складі. Тому кількість тепла, а отже, і пари, що виробляється парогенератором, в кожен момент часу повинна відповідати кількості електроенергії, яку потребує споживач.

Виходячи із необхідності підтримування балансу між витратами пари, що виробляється парогенератором, і що споживається турбіною, регулювання продуктивності парогенератором ПГ здійснюється за допоміжним показником цього балансу - тиском $P_{пп}$ перегрітої пари перед турбіною за допомогою автоматичної системи регулювання парогенератора (АСРП).

Якість електроенергії, що виробляється на ТЕС, повинна бути досить високою. Так, допустимі відхилення промислової частоти f від 50 Гц не можуть перевищувати $\pm 0,2$ Гц. У процесі стабілізації частоти f важливу роль відіграє електричний регулятор як основна частина автоматичної системи регулювання електрогенератора (АСРГ), яка діє при зміні напруги U на його вихідних шинах.

Теплові електричні станції, які крім електричної енергії виробляють і теплову, називають теплоелектроцентралі (ТЕЦ).

Щоб усвідомити роль засобів автоматизації в роботі ТЕЦ, розглянемо її принципову схему (Рис 3.2).



1. Випарна частина, 2. Пароперегрівник, 3. Пристрої для подавання палива, 4. Нагнітаючий вентилятор, 5. Димосмок, 6. Головна парова засувка (ГПЗ), 7. Парова турбіна, 8. Електрогенератор, 9. Конденсатор парової турбіни, 10. Циркуляційна помпа, 11. Конденсатна помпа, 12. Підігрівник низького тиску (ПНТ), 13. Деаератор (підігрівник змішуючого типу), 14. Живильна помпа, 15. Підігрівник високого тиску (ПВТ), 16. Регулюючий живильний клапан (РЖК), 17. Редукційно-охолоджуюча установка (РОУ).

Водяна пара виробляється у випарній частині 1 парогенератора. Для цього парогенератор постачається водою від живильної помпи 14 через РЖК 16, а в паливню з допомогою паливоподаючих пристроїв 3 надходить паливо $B_{\text{па}}$; кам'яновугільний пил, горючий (природний) газ або рідке паливо (мазут) чи суміш різних видів палив. Вентилятором 4 до паливні для процесу згоряння нагнітається повітря $Q_{\text{по}}$, а димосмоком 5 викидаються з паливні ПГ через димохід продукти згоряння - димові гази Q_r .

Необхідна продуктивність паливоподаючих пристроїв, вентиляторів, димосмоків та живильних pomp встановлюється автоматично, або дистанційно залежно від паропроductивності $D_{\text{пп}}$ і тиску $P_{\text{пп}}$ перегрітої пари. Насичена водяна пара, яка продукується у випарній частині 1 парогенератора перегрівається до необхідної температури $t_{\text{пп}}$ в пароперегрівнику 2. При цьому потрібна температура перегрівання пари підтримується в околі заданого значення з допомогою пароохолоджувача, який керується автоматичним регулятором.

Далі перегріта пара через регулюючий орган 6 - головну парову засувку надходить в протічну частину турбіни 7, де здійснюється перетворення теплової енергії теплоносія - перегрітої водяної пари в механічну енергію обертання ротора турбіни 7. Далі в електрогенераторі 8 тепла енергія перетворюється в електричну енергію відповідної потужності, напруги і частоти струму. Для забезпечення сталого значення частоти струму і напруги, що генерується, ротор повинен обертатися зі сталою швидкістю незалежно від електричного навантаження електрогенератора. Підтримування сталого числа n обертів ротора турбіни здійснюється з допомогою АСРТ.

Відпрацьована пара із турбіни надходить до конденсатора 9, де охолоджується і конденсується на поверхні трубної системи, в якій циркулює охолоджуюча вода, що подається помпою 10. Рівень конденсату H_k в конденсаторі 9 повинен підтримуватися сталим

незалежно від кількості пари, яка в ньому конденсується. Це завдання виконує автоматичний регулятор рівня H_k в конденсаторі, що змінює продуктивність конденсатних pomp.

Далі конденсат турбіни проштовхується конденсатною помпою 11 через систему підігрівників низького тиску 12 і надходить в підігрівник змішуючого типу - деаератор 13.

В деаераторі конденсат змішується з хімічноочищеною водою $V_{хов}$ і доводиться до температури насичення (кипіння), при якій відбувається видалення розчиненого в воді кисню. Нормальний режим роботи деаератора забезпечується з допомогою автоматичних регуляторів тиску і рівня в деаераторі, які діють відповідно на витрату гріючої пари та витрату хімічноочищеної води, що надходять в деаератор.

Вода з деаератора перепомпується живильною помпою 14 через систему підігрівників високого тиску 15 і надходить в економайзерну та випарну частини ПГ. При цьому її витрата регулюється з допомогою автоматичного регулятора живлення.

На цьому технологічний цикл перетворення теплової енергії в електричну завершується і поданий вище процес повторюється.

Теплоелектроцентралі (ТЕЦ) обладнуються редуційно - охолоджуючими установками (РОУ) 17, призначеними для резервування теплофікаційних і промислових відборів пари турбін. Підтримування постійності тиску P_{rp} , і температури t_{rp} редукованої пари забезпечується з допомогою автоматичних регуляторів відповідно тиску і температури, які діють відповідно на зміну витрати редукованої пари і охолоджуючої води $D_{ов}$.

Теплоелектроцентралі розташовують безпосередньо біля споживачів теплоти: у містах, поруч з великими промисловими центрами і підприємствами тощо. На ТЕЦ для спільного виробництва теплоти й електроенергії встановлюють турбіни з регульованими відборами пари.

На рис. 3.3 показано принципову теплову схему найпростішої ТЕЦ, яка одночасно забезпечує промислове парове навантаження. Пара, одержувана в котлі 1, надходить у турбіну 2, безпосередньо з'єднану з електричним генератором 3, а потім прямує в конденсатор 4. З проміжного ступеня турбіни при потрібному регульованому тиску пару відбирають у розмірі 10–20 % від загальної кількості і подають споживачам теплоти 7. Частина пари у споживача втрачається, а

частина конденсується, і її насосом 8 направляють до живильного бака 6, у який конденсатним насосом 5 подають і конденсат з конденсатора. Для відновлення втрат пари і конденсату до живильного бака по трубопроводу 10 додають хімічно очищену воду. Живильну воду подають в котел 1 живильним насосом 9.

У районах, які обслуговують великі теплоелектроцентралі, зазвичай є споживачі тепла, які використовують як пару, так і гарячу воду. У цьому разі на ТЕЦ установлюють турбіни з двома регульованими відборами пари. Один відбір (високого тиску) – для споживачів пари, другий відбір (низького тиску) – для передачі пари у водяні підігрівники.

Щоб забезпечити технологічні процеси окремих підприємств або їх групи електричною і тепловою енергією, споживання яких може бути нерівномірним у часі, використовують міні-ТЕЦ. Міні-ТЕЦ за тепловою схемою не відрізняються від енергетичних потужних ТЕЦ. Відмінність полягає в потужності (кількості виробленої електричної і теплової енергії).

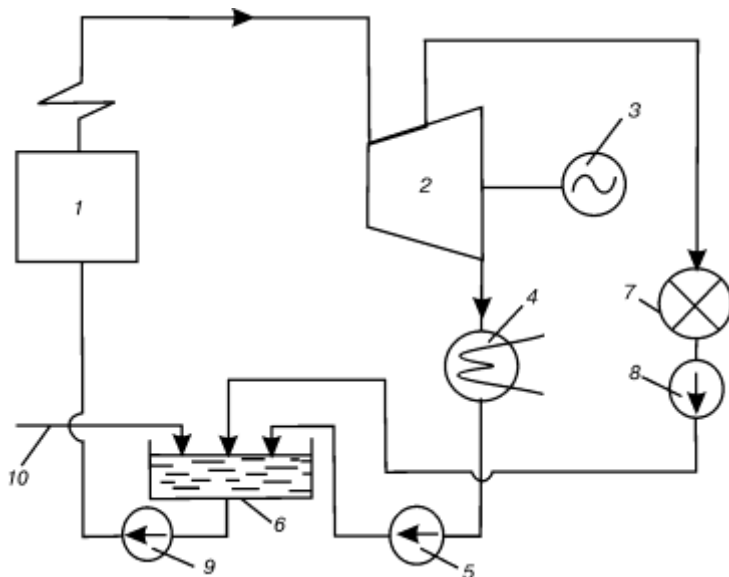


Рис. 3.3 - Теплова схема найпростішої теплоелектроцентралі: 1 – котел; 2 – турбіна; 3 – електрогенератор; 4 – конденсатор; 5 – КЕН; 6 – бак живильної води; 7 – споживач теплоти; 8 – мережевий насос; 9 – живильний насос; 10 – вода після хімічного водоочищення

Доцільність установки та функціонування міні-ТЕЦ визначають техніко-економічним розрахунком на стадії проектування порівняно з окремим забезпеченням електричною енергією від уже існуючих ТЕС і будівництвом на території підприємства котельної установки, яка буде забезпечувати теплотою технологічний цикл, опалення, гаряче водопостачання та ін. В останньому випадку докладно розглядають можливість використовувати вторинні енергоресурси, утилізація яких після технологічних процесів може зменшити проектну потужність котельної і навіть міні-ТЕЦ.

Використання ТЕЦ, міні-ТЕЦ, а також котелень пов'язане з потребою забезпечити споживачів тепловою енергією у вигляді водяної пари або гарячої води потрібних параметрів.

Постачання до споживача теплоти, віддача її та повернення до джерела теплопостачання конденсату або охолодженої води відбуваються за рахунок використання спеціалізованого обладнання (РОУ, водяні та конденсатні насоси, теплообмінники, інжектори, теплоізовані трубопроводи – теплові мережі тощо), яке називають теплофікаційне, а сам процес забезпечення споживача теплотою – теплофікація.

Для великих міст України особливістю теплопостачання є теплофікація за рахунок ТЕЦ. Вони забезпечують близько 40 % теплової енергії, споживаної в промисловості і комунальному господарстві для потреб опалення і гарячого водопостачання, і мають безперечну термодинамічну перевагу перед виробництвом енергії на КЕС.

Забезпечення споживачів теплотою тільки за рахунок використання ТЕЦ має назву *централізоване теплопостачання*. Процес централізованого теплопостачання складається з трьох послідовних операцій: підготовка теплоносія потрібних параметрів, транспортування теплоносія до споживача, використання теплоти теплоносія споживачем і повернення залишків теплоносія на ТЕЦ.

Першу операцію виконують на ТЕЦ. Залежно від роду теплоносія системи теплопостачання поділяють на водяні та парові. Перші дістали поширення для теплопостачання сезонних споживачів гарячої води і теплоти на опалення. Парові системи використовують для технологічного теплопостачання до споживачів високо-температурного теплоносія. Практика показала такі переваги водяних

систем теплопостачання порівняно з паровими:

- можливість змінити температуру в системі в широкому діапазоні (20...200 °C);
- повніше використання теплоти від ТЕЦ;
- немає втрат конденсату;
- менші втрати теплоти в навколишнє середовище в теплових мережах.

До недоліків водяних систем теплопостачання варто віднести:

- підвищену витрату електроенергії на транспортування води в мережах;
- підвищену втрату теплоносія через розриви та аварії в теплових мережах;
- жорсткий гідравлічний зв'язок між ділянками мережі через високу щільність теплоносія;
- залежність температури води в трубопроводах від якості теплоізоляції.

Другу операцію централізованого теплопостачання – транспортування теплоносія до місця споживання – виконують за допомогою теплових мереж. Зазвичай теплові мережі являють собою заглиблені в ґрунт трубопроводи з теплоізоляцією, розміщені в спеціальних каналах (залізобетонних або цегельних) або без них (безканальна прокладка трубопроводів).

Третя операція – використання теплоти теплоносія споживачем – пов'язана з наявністю двох систем: закритою і відкритою.

У *закритих системах* теплопостачання споживач не витрачає теплоносії і не відбирає його з мережі, а використовує тільки для транспортування теплоти і передачі її іншому теплоносію (холодній воді) в теплообмінниках. У *відкритих системах* споживач відбирає теплоносії з теплової мережі частково або цілком.

Закриті системи характеризуються стабільністю якості теплоносія, який надходить до споживача, простотою санітарного контролю установки гарячого водопостачання, а також контролю герметичності системи за допомогою датчиків тиску. Їх недоліки – складність устаткування й експлуатації теплових пунктів (ТП), можливість корозії труб споживача через використання неаерованої (не очищеної від агресивних розчинених газів) водопровідної води, можливість появи накипу в трубах.

До недоліків відкритих водяних систем належить потреба

збільшувати потужність водопідготовчих установок, які розраховують на компенсацію витрат води, яку відбирає споживач із системи. Нестабільність санітарних показників у цьому разі потребує використовувати складні схеми їх контролю, а також контролювати герметичність системи.

Теплові мережі, по яких транспортують теплоносії до споживача, закінчуються ТП. Залежно від кількості споживачів розрізняють індивідуальні (місцеві) і центральні (групові) ТП. Перші обслуговують одного або декількох споживачів з однаковими параметрами споживання, центральні – групу споживачів (декілька будинків) або цілий район.

Устаткування ТП у кожному конкретному випадку вибирають, щоб повністю задовольнити потреби всіх споживачів у теплоті для системи опалення і для гарячого водопостачання.

3.3. Програма роботи

Засвоїти теоретичні відомості щодо вироблення електричної та теплової енергії на теплоелектроцентралі. Закріпити отримані знання шляхом розв'язування поставлених завдань щодо структурної схеми ТЕЦ та процесів що протікають на ній.

3.4. Контрольні запитання

1. З яких структурних елементів складається схема теплової електростанції?
2. Що є особливістю роботи ТЕС?
3. Який параметр роботи турбіни визначає її потужність?
4. З яких елементів складається тепла схема ТЕЦ?
5. Яка особливість відрізняє ТЕЦ від теплової електростанції?
6. Які переваги водяних систем теплопостачання порівняно з паровими?
7. Які недоліки відкритих водяних систем теплопостачання?
8. Які недоліки водяних систем теплопостачання?
9. Яка функція редуційно-охолоджуючої установки?
10. Які параметри підлягають регулюванню при роботі ТЕЦ?

Робота 4. Аналіз парогенератора як об'єкта управління

4.1. Мета роботи

Провести аналіз парогенератора як об'єкта управління. Проаналізувати зв'язки технологічних параметрів парогенератора за його структурною схемою.

4.2. Теоретичні відомості

Регулювання теплових процесів парогенераторів

Принципова технологічна схема барабанного парогенератора показана на рис. 4.1:

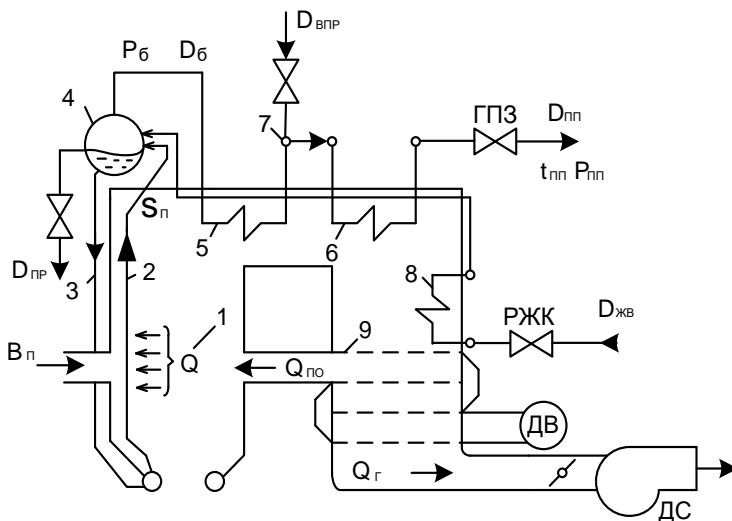


Рис. 4.1. Принципова схема барабанного парогенератора

1. Камерне палення, 2. Підймальні труби ЦК, 3. Опускні труби ЦК, 4. Барабан, 5. перша ступінь перегріву пари, 6. друга а ступінь перегріву пари, 7. Парохолоджувач, 8. Водяний економайзер, 9. Повітропідігрівник, ДВ - дуттєвий вентилятор,, ДС – димосмок , ГПЗ – головна парова засувка, РЖК- регулюючий живильний клапан

Головними регульованими величинами парогенератора є тиск $P_{\text{п}}$, витрата $D_{\text{п}}$, та температура $t_{\text{п}}$ перегрітої пари. При цьому витрата пари $D_{\text{п}}$ є змінною величиною, а її тиск і температура підтримується в межах допустимих відхилень, що регламентуються вимогами заданого режиму роботи турбіни або іншого споживача теплової енергії.

Задане значення температури перегріву пари може підтримуватися, наприклад, за допомогою зміни витрати охолоджуючої води на пароохолоджувач, чи впорскування $D_{\text{впр}}$. Тиск пари $P_{\text{п}}$ відхиляється від розрахункового значення у всіх випадках. Між кількостями пари $D_{\text{п}}$ і пари що генерується (виробляється) в екранних трубах барабану D_6 і може регулюватися з допомогою зміни тепловиділення Q_t в паленищі котла, тобто зміною подавання палива. Крім підтримування потрібної витрати пари $D_{\text{п}}$ та заданих значень параметрів $P_{\text{п}}$ і $t_{\text{п}}$ необхідно підтримувати в межах допустимих відхилень такі величини:

- Тиск перегрітої пари впливом на витрату палива.
- Рівень води в барабані H_6 – регулюється зміною подання живильної води $D_{\text{жв}}$;
- Розрідження в верхній частині паленища $S_{\text{п}}$ – регулюється зміною продуктивності димовідсмоктувачів, які відсмоктують димові гази з паленища;
- Оптимальний надлишок повітря за пароперегрівником α – регулюється зміною продуктивності дуттєвих вентиляторів, що нагнітають повітря в паленище;
- Солевміст котлової води NaCl - регулюється зміною витрати води $D_{\text{фр}}$, яка випускається з барабана в сепаратор безперервного продування.

Перераховані регульовані величини змінюються в зв'язку з регулюючими діями і в наслідок зовнішніх і внутрішніх збурень, які мають закономірний або випадковий характер, таких як коливання витрати пари, якості і витрати палива, температура живильної води, порушення щільності паленища, тощо. Парогенератор за каналами паливо – витрата, або паливо – тиск пари є системою спрямованої дії, але не всі його ділянки є ланками спрямованої дії, тобто вихідні регульовані величини одних ділянок є одночасно вхідними відносно інших. Ще ілюструється з допомогою схеми взаємозв'язків між вихідними та вхідними величинами в барабанному парогенераторі. Наприклад, витрата перегрітої пари $D_{\text{п}}$, що є вихідною величиною відносно витрати палива $V_{\text{п}}$, буде вхідною величиною відносно тиску і

температури перегрітої пари і тиск пари в барабані котла, який є вихідною величиною відносно витрати палива, є також однією з вхідних величин.

Отже, якщо парогенератор розглядати як об'єкт регулювання, то він є складною динамічною системою з багатьма взаємозв'язаними вхідними і вихідними величинами. Проте, яскраво виражена спрямованість ділянок регулювання парогенератор за основними регулюючими діями, такими як витрата живильної води $D_{жв}$ – рівень H_6 в барабані, витрата води на неперервне продування, $D_{вкр}$ – витрата перегрітої пари, витрата палива $B_{п}$ – тиск $P_{пп}$ та іншими, дозволяє здійснювати стабілізацію регульованих величин з допомогою незалежних одноконтурних систем зв'язаних лише через об'єкт регулювання. При цьому регулюючі дії тієї, чи іншої ділянки (суцільні лінії на рисунку) є головними способами стабілізації їх регульованих величин, а інші дії (пунктирні лінії) є відносно цих ділянок внутрішніми або зовнішніми збуреннями. Структурна схема парогенератора (інформаційна схема) як об'єкта регулювання, тобто його інформаційна схема показана на рис.4.2.

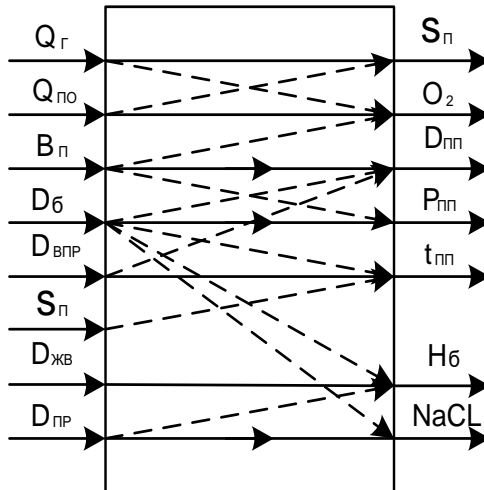


Рис.4.2. Структурна схема зв'язків технологічних параметрів парогенератора

Регулювання тиску пари в барабанному парогенераторі

Якщо приріст витрати палива і тепловиділення ідуть цілком на пароутворення і нагрівання металу пароутворювальної частини, то швидкість зміни тиску буде прямо пропорційна теплоті, затраченій на нагрівання пароводяної суміші або різниці між сприйнятою та втраченою з парою кількістю теплоти:

$$K_{\delta} \frac{dp}{dt} = Q_T \pm D_{\delta}(i_{nn} - i_{\epsilon}),$$

де K_{δ} - постійний коефіцієнт, який залежать від конструктивних параметрів котла і екранних поверхонь, Q - теплосприймання випарних поверхонь котла; D_{δ} - витрата пари з барабана, i_{nn} - ентальпія насиченої пари i_{ϵ} - ентальпія води. Знак "-" ставиться, коли збільшується паровідбір з барабана котла D_{δ} .

Якщо котел працює в регульованому режимі (Дб— незалежна змінна), то для стабілізації тиску регулятор повинен впливати на подачу палива V_P , змінюючи значення Q , і, таким чином, щоб приводити праву частину рівняння до нуля. У базовому режимі $Q = \text{const}$.

Розділивши праву та ліву частини на різницю ентальпій насиченої пари та живильної води одержуємо вираз:

$$\frac{K_{\delta}}{(i_{nn} - i_{\epsilon})} \frac{dp}{dt} = \frac{Q}{(i_{nn} - i_{\epsilon})} \pm D_{\delta},$$

або

$$T_{\delta} \frac{dp}{dt} = D_K \pm D_{\delta},$$

де D_K - теплове навантаження котла, T_{δ} - постійна часу

При зміні теплового навантаження котла

$$T_{\delta} \frac{dp}{dt} = D_K.$$

В операторній формі

$$T_{\delta} s P(s) = D_K(s)$$

Передаточна функція котлоагрегату при зміні витрати палива

$$W(s) = \frac{P(s)}{D_K(s)} = \frac{1}{T_{\delta} s}$$

Отже, при регулюванні тиску барабанний котлоагрегат є астатичним, тобто не має амовирівнювання та описується інтегральною ланкою

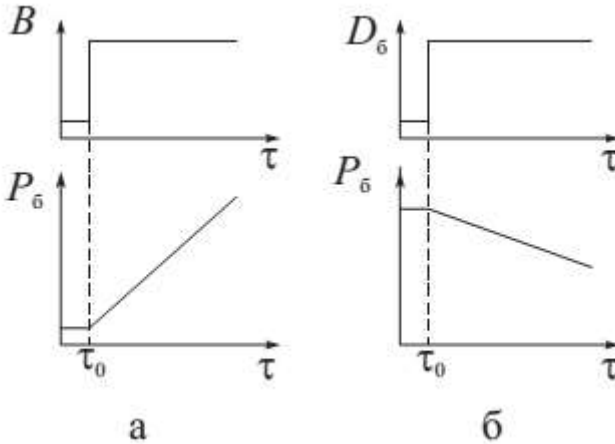


Рис.4.3. Криві розгону за тиском пари в барабані котла $P_б$ при збуреннях: за витратою палива $B_{п}$ а) і за паровідбором $D_б$ б).

Барабанний паровий котел як об'єкт регулювання рівня

Досить суттєво відбивається на рівні води в барабані котла зміни паровідбору $D_б$. У цьому випадку котел як об'єкт регулювання рівня отримує два збурюючі впливи: за матеріальним небалансом, який викликає відхилення рівня H_1 і за зміною тиску в барабані, що призводить до набухання котлової води та зміни рівня H_2 .

Таким чином, в результаті збурення паровідбором рівень води в барабані

$$H_б = H_1 - H_2$$

Перший вплив викликає зміну рівня за астатичним законом

$$T_1 \frac{dH}{dt} = -D_б.$$

Другий фактор викличе зміну рівня за аперіодичним законом першого порядку

$$T_2 \frac{dH_2}{dt} + H_2 = K_2 D_б$$

В результаті виходить, що зміна рівня в барабані залежить не тільки від зміни навантаження котла D_6 , а і від швидкості цієї зміни $\frac{dD_6}{dt}$

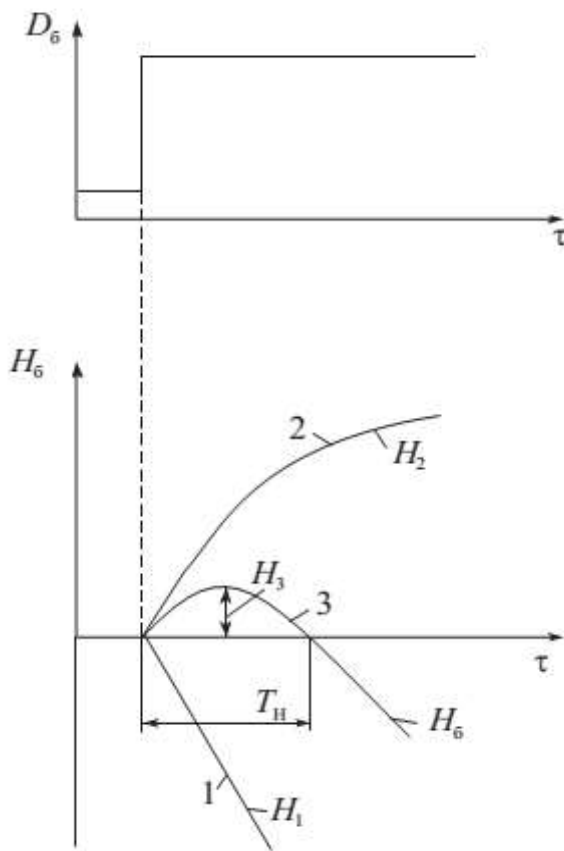


Рис.4.4. Криві розгону котла по рівню при збуренні паровідбором:

1 – дія матеріального небалансу; 2 – дія зміни тиску в барабані; 3 – результуюча зміна рівня.

Час протягом якого збурюючі дії за матеріальним небалансом і за зміною тиску в барабані досягнуть однакової ефективності, тобто $H_1 = H_2$ азивається часом набухання. Слід зауважити, що амплітуда H_3

зміни рівня Нб зворотного знаку залежить від швидкості зміни парового навантаження. Час набухання T_n залежить від сталої часу котла

$$T_n = K_2 T_1$$

Однією із особливостей, що ускладнює процес регулювання рівня, є те, що навіть, якщо одночасно і відповідно змінюються витрати пари і приплив живильної води, тобто за умови матеріального балансу пара– вода, матимемо результуюче відхилення рівня ΔH_6

Таким чином, при збуренні парою, навіть з використанням швидкодіючого регулятора живлення, не вдається повністю ліквідувати коливання рівня в барабані котла. Для обмеження таких коливань лімітують паровідбір.

4.3. Програма роботи

Засвоїти теоретичні відомості щодо вироблення пари. Закріпити отримані знання шляхом розв'язування поставлених завдань щодо структурної схеми зв'язків технологічних параметрів парогенератора.

4.4. Контрольні запитання

1. З яких елементів складається парогенератор?
2. Що є головними регульованими параметрами парогенератора?
3. Що показує структурна схема зв'язків технологічних параметрів парогенератора?
4. Що ілюструється з допомогою схеми взаємозв'язків між вихідними та вхідними величинами в барабанному парогенераторі?
5. Які особливості регулювання тиску в парогенераторі?
6. Яка передаточна функція котлоагрегату при зміні витрати палива?
7. Що ускладнює процес регулювання рівня в парогенераторі?
8. Чим усувають коливання рівня в барабані котла?
9. Від чого залежить зміна рівня в барабані?

4.5. Завдання для самостійного виконання

1. При зміні теплового навантаження D_k барабанного парогенератора

швидкість зміни тиску пари описують рівнянням $T_{\delta} \frac{dp}{dt} = D_{\kappa}$. Знайти

передаточну функцію цього об'єкта?

2. Швидкість зміни тиску пари при зміні теплового навантаження барабанного парогенератора D_{κ} описується диференціальним

рівнянням $T_{\delta} \frac{dp}{dt} = D_{\kappa}$. Яка операторна форма цього рівняння?

3. Зміна тиску пари барабанного парогенератора при зміні парового

відбору D_{δ} відбувається за рівнянням $T_{\delta} \frac{dp}{dt} = D_{\delta}$. Яка його

передаточна функція?

4. Зміни рівня води H барабані котлоагрегату, якщо змінювати

подачу води, відбувається зі швидкістю $1000 \frac{dH}{dt} = Q - D$, де - Q і

D - зміни витрат відповідно живильної води і пари. Знайти передаточну функцію об'єкта за каналом керування $Q \rightarrow H$.

5. При автоматичному регулюванні рівня води H барабані

котлоагрегату, який описується рівнянням $1000 \frac{dH}{dt} = Q - D$, де -

Q і D - зміни витрат відповідно живильної води і пари. Знайти передаточну функцію об'єкта за каналом збурення $D \rightarrow H$.

6. Знайти транспортне запізнення об'єкта, якщо об'єм трубопроводу V_T від регулюючого органу до апарата складає 0.1 м^3 ; масова витрата

теплоносія $Q_T = 10 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$. густина теплоносія $\rho_T = 1000 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$

7. Віддаль від регулюючого органу до холодильника $L = 5 \text{ м}$. Знайти постійне запізнювання τ , якщо об'ємна витрата холодоносія.

$Q_X = 1 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$, а переріз трубопроводу $S = 0.1 \text{ м}^2$.

Робота 5. Аналіз і регулювання економічності згорання палива

5.1. Мета роботи

Провести аналіз економічності роботи котла як об'єкта управління. Проаналізувати методи керування економічністю згорання палива.

5.2. Теоретичні відомості

Економічність роботи парового котла оцінюється за його ККД η_k , який дорівнює відношенню корисної теплоти, затраченої на генерування і перегрів пари до затраченого тепла, яке теоретично могло б бути отримане в процесі спалювання всього палива. Без врахування тепла, яке вноситься в топку з повітрям, і втрат на продукцію

$$\eta_k = \frac{D_{ПП}(i_{нт} - i_v)}{B_{ПА}Q}$$

Завдання АСР економічності полягає в підтриманні максимального ККД котла. Регулювання безпосередньо за ККД або за сумарною оцінкою втрат тепла не знайшло поки що широкого вжитку через відсутність надійних і точних методів та засобів їх безперервного контролю.

Одним з найбільш поширених непрямих методів оцінки економічності процесу згорання палива є аналіз складу газів, які виходять з паливної камери. Відомо, що для повного згорання палива необхідно подати визначений об'єм повітря, кількість якого залежить від виду і сорту палива та його характеристик. Звичайно, в топку подається дещо більше повітря, ніж його потрібно для повного згорання палива.

Відношення кількості повітря, що подається в топку, до теоретично необхідної для повного згорання палива, називається коефіцієнтом надлишку повітря:

$$\alpha = \frac{Q_{ПО}}{Q_{ТЕОР}}.$$

Для газомазутних котлів оптимальний коефіцієнт $\alpha \approx 1,02 \dots 1,05$, для антрацита і пісного вугілля $\alpha \approx 1,25$, для бурого вугілля $\alpha \approx 1,20$.

Оптимальний коефіцієнт $\alpha_{\text{опт}}$, який звичайно залежить ще й від навантаження котла, вказується заводом-виготовлювачем котельного обладнання або визначається в процесі випробовувань котла.

Значення надлишку повітря частіше всього визначається за вмістом вільного кисню в димових газах

$$\alpha = \frac{21}{21 - O_2}$$

Якщо процес горіння автоматизований, то сигнал за вмістом кисню в димових газах використовується не як основний, а як коректуючий для оптимізації процесу.

На практиці використовуються АСР економічності, виконані за схемами:

- паливо— повітря;
- пара— повітря;
- теплове навантаження— повітря.

Економічність роботи парогенератора оцінюється за його к.к.д., який визначається відношенням корисного тепла на генерування та перегрів пари до передбачуваного тепла, яке можна було отримати при спалюванні палива.

Отже, регулювання економічності полягає в підтримуванні максимального значення к.к.д. парогенератора або - зведенню до мінімуму теплових витрат, які супроводжують процес згорання палива і передавання тепла, що виділилось, воді та парі.

Але регулювання за к.к.д. або сумарною оцінкою втрат через відсутність надійних і точних способів та засобів їх безперервного вимірювання на даний час не застосовується.

Найбільш вживаним способом оцінювання економічності процесу згорання є аналіз складу вихідних газів, що залишають топку котла. На базі залежності к.к.д. та сумарних втрат від надлишку повітря підтримують коефіцієнт надлишку α повітря, при якому к.к.д. парогенератора $\eta_{ng} \rightarrow \eta_{ng}^{\text{max}}$ і сумарні витрати $\sum q \rightarrow \sum q_{\text{min}}$

Значення надлишку повітря оцінюють за вмістом кисню в вихідних газах згідно з формулою:

$$\alpha = \frac{21}{21 - O_2\%}$$

Величина α в основному впливає на q_2 (витрата палива з вихідними газами), q_3 і q_4 (витрати тепла від хімічного та механічного недопалу палива; якісні залежності $\sum qi = f(x)$ і $3n_2 = f(x)$ подаються у вигляді графіків.

Оптимальне значення кисню O_2 в поворотній камері при номінальному навантаженні і спалюванні порохоподібного палива знаходиться в межах 3-5%; при спалюванні мазута та газу оптимальне значення O_2 значно менше (від 0,2% до 2%). Головним способом регулювання оптимального значення надлишку повітря за пароперегрівником є спосіб з допомогою зміни кількості повітря, яке подається в топку.

Розглянемо можливі варіанти схем автоматичного керування подання повітря в залежності від способів непрямого оцінювання економічного процесу згорання за співвідношенням різних сигналів:

Регулювання економічності за співвідношенням «паливо – повітря».

При постійній якості палива його витрата та кількість повітря, необхідна для забезпечення потрібної повноти згорання, зв'язані прямопропорційною залежністю, яка визначається під час режимних випробувань. Якщо вимірювання витрати здійснюється достатньо точно, то підтримування оптимального надлишку повітря забезпечується за співвідношенням витрата палива – витрата повітря. При цьому застосовується схема регулювання подання повітря відома під назвою паливо – повітря.

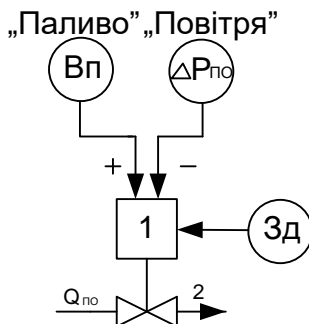


Рис.5.1. Схема регулювання економічності паливо-повітря

1-Регулятор подання повітря; 2-Регулюючий орган

Вп- Витрата палива; $\Delta P_{по}$ - Перепад тиску на повітропідігрівнику; Зд-
Задаючий керуючий пристрій; $Q_{по}$ - Витрата повітря.

На газоподібному паливі потрібне співвідношення між кількостями газу та повітря здійснюється найпростіше; тобто з допомогою порівняння перепаду тиску ΔP_g на звужуючому пристрої, встановленому на газопроводі, з перепадом тиску ΔP_{po} на повітропідігрівнику. Різниця перепаду тисків $\Delta P_g - \Delta P_{po}$ є вхідним сигналом автоматичного регулятора 1 економичності, який керує продуктивністю вентиляторів подачі повітря.

Оскільки безперервне вимірювання витрати твердого палива до даного часу є не повністю вирішеною проблемою, то схема паливо – повітря застосовується переважно лише для рідкого та газоподібного палив постійного складу.

Регулювання економичності за співвідношенням «пара – повітря».

На одиницю витрати різного за складом палива необхідна різна кількість повітря, але його потреба на одиницю тепла, що виділяється при згоранні не змінюється. Тому, якщо оцінювати тепловиділення в топці за витратою пари та змінювати витрату повітря в відповідності зі змінами витрати пари, то в такий спосіб можна підтримувати оптимальний надлишок повітря. Цей принцип регулювання подання повітря застосовується в схемах пара – повітря. Крім відомих, тут $D_{пп}$ – витрата пари.

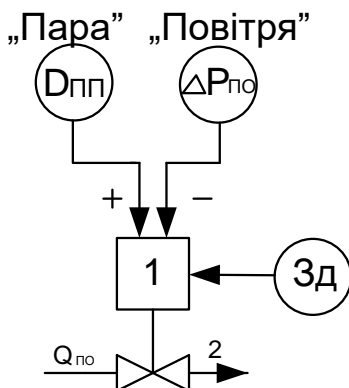


Рис.5.2. Схема регулювання економичності пара-повітря

Регулювання економічності за співвідношенням «тепло – повітря».

Якщо тепловиділення в топці, еквівалентне до теплового навантаження парогенератора, оцінювати за витратою перегрітої пари та швидкістю зміни тиску пари в барабані, тобто за теплом то інерційність цього сумарного сигналу Dq при збуреннях в топці буде суттєво меншим, ніж інерційність одного сигналу за витратою $D_{пп}$ пари. Кількість повітря, що відповідає заданому тепловиділенню, вимірюється за перепадом тисків на повітропідігрівнику чи його частині або за тиском повітря в напірному патрубку вентилятора. Різниця цих сигналів застосовується як вхідний, сигнал регулятора економічності процесу згоряння.

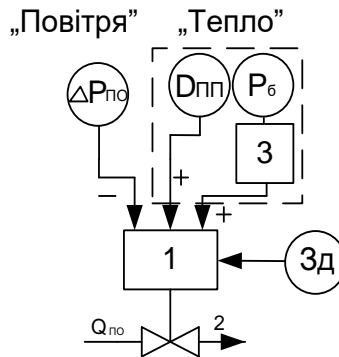


Рис.5.3. Схема регулювання економічності тепло-повітря

Регулювання економічності за співвідношенням «завдання – повітря» з додатковим сигналом за вмістом кисню в димових газах.

Відсотковий вміст O_2 в продуктах згорання палива характеризує надлишок повітря і мало залежить від складу палива. Тому O_2 можна застосувати як вхідний сигнал автоматичного регулятора, що діє на витрату повітря. Але реалізація такої схеми ускладнюється недостатньою надійністю та швидкістю газоаналізаторів кисню. Тому в промислових умовах поширення отримали схеми регулювання подачі повітря не з прямою, а з коректуючою дією за O_2 .

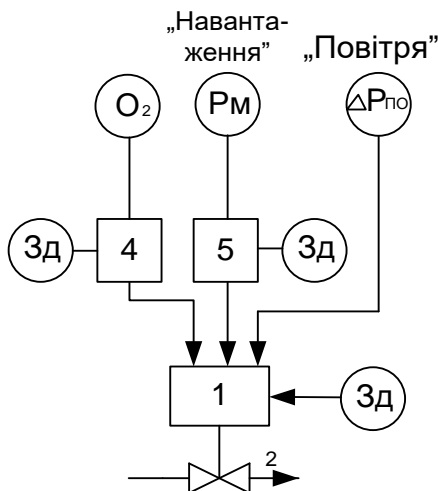


Рис.5.4. Схема «завдання – повітря» з корекцією за O_2
 4 – коректуючий регулятор повітря; 5 – коректуючий регулятор тиску перегрітої пари (регулятор завдання за навантаженням)

Попередні схеми, хоча і є простими та надійними але не завжди забезпечують достатню точність. Цей недолік усувається в даній схемі. Регулятор подачі повітря змінює його витрату за сигналом від головного або коректуючого регулятора тиску 5. Сигнал пропорційний до витрати повітря $\Delta P_{по}$, як і в попередніх схемах, по-перше, ліквідує збурення за витратою повітря, не пов'язані з регулюванням економічності (ввімкнення чи вимкнення системи порохоприготування і т.д.), по-друге, при стабілізації самого процесу регулювання подачі повітря, оскільки є одночасно сигналом жорсткого зворотного зв'язку. Введення додаткового коректуючого сигналу за вмістом O_2 підвищує точність підтримування оптимального надлишку повітря в будь - якій системі регулювання економічності. Додатковий коректуючий регулятор 4 за O_2 безпосередньо змінює подачу повітря при збуренні зі сторони топки і забезпечує підтримування заданого надлишку повітря в залежності від навантаження агрегату.

5.3. Програма роботи

Засвоїти теоретичні відомості щодо економічності роботи парового котла. Закріпити отримані знання шляхом розв'язування поставлених завдань забезпечення найбільш оптимальних умов спалювання палива в котлі.

5.4. Контрольні запитання

1. Яким параметром оцінюється економічність роботи парового котла?
2. Як визначається коефіцієнт корисної дії котла?
3. В чому полягає завдання АСР з забезпечення економічності?
4. Що таке коефіцієнт надлишку повітря?
5. Що використовують в якості коректуючого сигналу при автоматичному куруванні процесом горіння?
6. Які схеми АСР економічності використовують на практиці?
7. Від чого залежить необхідний об'єм повітря?
8. Чим обмежується використання методу керування котлом за сумарною оцінкою втрат?
9. Чим визначається економічність процесу згоряння палива?
10. Які схеми регулювання економічності згоряння палива застосовуються?

5.5. Завдання для самостійного виконання

1. Для газомазутного котла оптимальний коефіцієнт надлишку повітря рівний $\alpha=1,02$. Яку концентрацію кисню в димових газах повинна підтримувати АСР співвідношення газ-повітря?

2. Надлишок кисню в димових газах котлоагрегата складає 3.5%. Знайти оптимальний коефіцієнт надлишку повітря.

3. На основі принципової схеми регулювання економічності згорання “паливо-повітря” скласти функціональну схему автоматизації.

4. За принциповою схемою регулювання економічності згорання “тепло-повітря” скласти відповідну функціональну схему автоматизації.

Робота 6. Побудова алгоритмів управління станції водозабору

6.1. Мета роботи

Провести аналіз роботи станції водозабору як об'єкта управління. Провести аналіз алгоритмів управління станцією водозабору.

6.2. Теоретичні відомості

Системою водопостачання називають комплекс інженерних споруд, машин і апаратів, які призначені для добування води з природних джерел, поліпшення її якості, зберігання, транспортування і подачі водоспоживачам. Вона складається із водоприймальних, водопідйомних, очисних, водонапірних і регулюючих споруд, магістральних водоводів і розподільних мереж та засобів автоматизації. В залежності від місцевих умов деякі із споруд можуть не використовуватись чи бути об'єднаними одна з одною.

Системи водопостачання поділяють за такими ознаками: за функціональним призначенням (господарсько-питні, виробничі та протипожежні); сферою обслуговування (об'єднані та роздільні); за видом об'єктів (міські, селищні, промислові та інші); за територіальним охопленням водоспоживачів (місцеві, централізовані, групові); тривалістю дії (тимчасові та постійні); типом природного джерела (з використанням підземних або поверхневих вод); способом підйому води (гравітаційні та з механічною подачею води); характером використання води (прямоточні, зворотні і з повторним використанням води); надійністю забезпечення подачі води.

Господарсько-питні системи водопостачання подають воду для пиття, приготування їжі і проведення санітарно-гігієнічних процедур. Вода в цій системі повинна бути питної якості. Виробничі водопроводи подають воду на технологічні цілі. Вимоги до якості води визначаються технологіями. Протипожежні системи водопостачання призначені для подачі води під час гасіння пожежі. Вода в протипожежних водопроводах може бути і непитної якості.

Об'єднані водопроводи задовольняють потреби всіх водоспоживачів, роздільні - окремо подають воду на різні потреби. Місцеві (локальні) системи забезпечують водою окремих

водоспоживачів (наприклад, тваринницька ферма, промислове підприємство чи окрема група будинків), централізовані - всіх споживачів даного населеного пункту. Групові або районні системи водопроводів призначені для забезпечення водою кількох населених пунктів, ферм чи підприємств, віддалених одні від одного (проектуються, як правило, при відсутності прісних вод і характеризуються великою довжиною водоводів).

Згідно з СНиП 2.04.02-84 централізовані системи водопостачання за надійністю забезпечення водою поділяються на три категорії. Системи господарсько-питного водопроводу населених пунктів з кількістю жителів до 5 тис. чоловік належать до III категорії. Для них допускається зниження подачі води не більше, ніж на 30% на 15 діб і менше, а також перерва в подачі води на час ремонту не більше, ніж на 24 години. При кількості жителів від 5 до 50 тис. чоловік передбачається II категорія, для якої перерва в подачі води може бути до 6 годин, а зниження подачі не перевищує 10 діб. Населені пункти з кількістю жителів більше 50 тис. чоловік належать до I категорії, для яких зниження подачі води - не більше 3 діб, перерва - не більше 10 хв. Категорію окремих елементів системи водопостачання встановлюють залежно від їх функціонального значення в загальній системі водопостачання.

Взаємне розташування окремих елементів і споруд в кожній конкретній системі водопостачання називають схемою водопостачання. Вибір складу споруд залежить в основному від таких факторів: виду природного джерела водопостачання і якості води в ньому; категорії водоспоживачів та їх вимог щодо вільних напорів, кількості та якості води, що споживається; надійності подачі води; рельєфу місцевості.

Для водопостачання частіше використовують підземні води, які мають порівняно з поверхневими менший вміст різних домішок, в тому числі і радіоактивних, а також простіший склад водопровідних споруд. Якщо якість підземних вод (наприклад, підвищений вміст домішок заліза) не задовольняє вимоги споживачів, то застосовують схему з очищенням води (рис. 6.1), а якщо підземні води за своїми фізико-хімічними та санітарними показниками задовольняють вимоги щодо питної води, то застосовують найпростішу схему водопостачання (рис. 6.2).

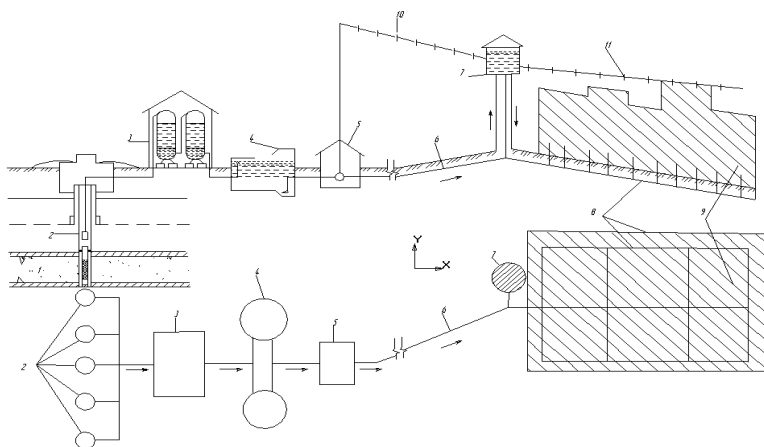


Рис. 6.1. Схема водопостачання з очищенням підземних вод:

1 - водоносний пласт; 2 - свердловина; 3 - водоочисна станція; 4 - резервуар чистої води; 5 - насосна станція II підняття; 6 - водовід; 7 - водонапірна башта; 8 - водопровідна мережа; 9 - об'єкт водопостачання; 10 - п'єзометрична лінія в мережі в годину максимального водоспоживання; 11 - те ж саме у водоводі.

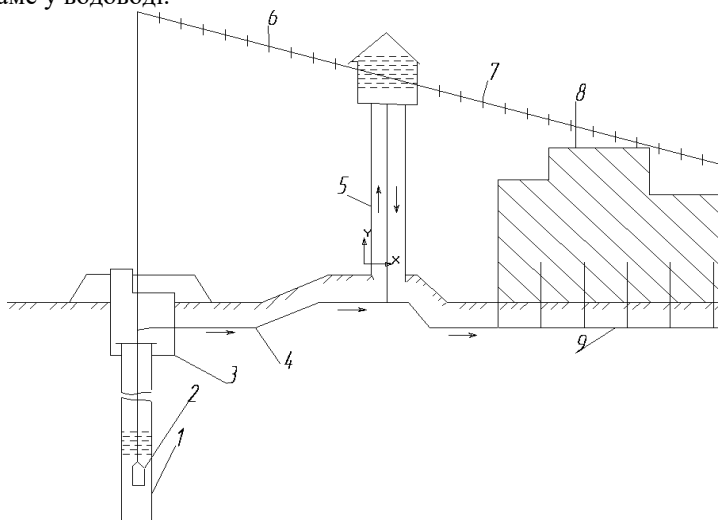


Рис. 6.2. Схема водопостачання зі свердловини:

1 водозабірна свердловина; 2 глибинний електронасос, 3 - оголовок над свердловиною, 4 - водовід; 5 - водонапірна башта; 6 - п'єзометрична лінія у водоводі в годину максимального водоспоживання; 7 - те ж саме у мережі; 8 - об'єкт водопостачання; 9 - водопровідна мережа.

Водозабірні споруди для прийому води з підземних джерел водопостачання

Для забору підземних вод застосовують різні споруди - свердловини, шахтні колодязі, горизонтальні та променеві водозабори, каптажні камери.

Водозабірні свердловини (трубчасті колодязі) застосовують у тих випадках, коли підземні води залягають на глибині більше 10 м, а потужність водоносного пласта не більше за 5 м. Свердловина складається з трьох основних елементів (рис. 6.3): оголовка, ствола і водоприймальної частини. Оголовок призначений для закріплення гирла свердловини, захисту від потрапляння в неї забруднених поверхневих вод, а також розміщення арматури і обладнання. Висота оголовка повинна бути не менше 2,5 м.

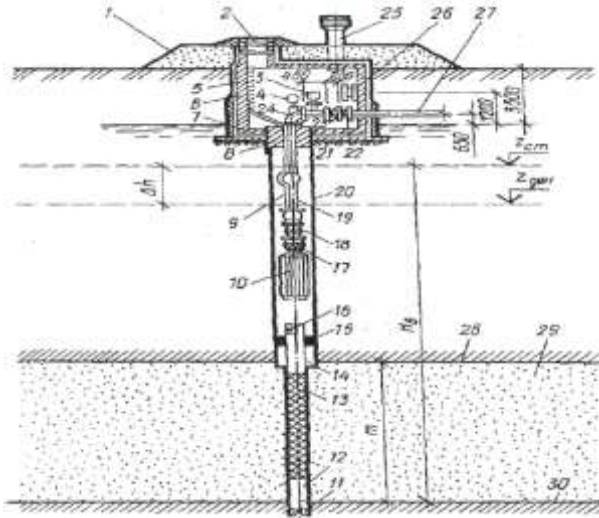


Рис. 6.3. Схема обладнання водозабірної свердловини:

1 - засипка ґрунтом для утеплення оголовка; 2- люк; 3- вантуз із заслінкою; 4 - манометр; 5 - бітумна поляна; 6 - сходи; 7 - дно оголовка; 8 - устя горловини; 9 - електрокабель; 10 -електродвигун. 11 - корок; 12 - відстійник; 13 - робоча поверхня фільтру; 14 - надфільтрова груба. 15-сальник; 16 - замок для опускання фільтру в свердловину; 17-сітчастий фільтр; 18-насос; 19 - водопідйомна труба; 20 - експлуатаційна обсадна колонка; 21 - підготовка зі щебеню; 22 - заслінка; 23 - зворотний клапан; 24 - трубопровід із заслінкою для скидання промивної води; 25 - вентиляційна труба; 26 - дифманометр; 27 - напірний трубопровід; 28 - покрівля водоносного пласта; 29 - водоносний пласт; 30 - підшва водоносного пласта

Ствол свердловини кріпиться обсадними трубами для захисту стінок від обвалу в сипучих породах. Водоприймальну частину свердловини обладнують фільтром, який не повинен пропускати частинок водоносної породи. Використовують фільтри різних типів: трубчасті з круглими і щілинними отворами; сіткові, в яких фільтрова сітка обмотується на каркас; гравійні, в яких крупнозернистий пісок або гравій розташовується між водоносним ґрунтом і опорним каркасом.

При виборі майданчика для розміщення свердловин слід враховувати, що під час відкачування на деякій віддалі навколо колодязя відбувається падіння статичного рівня. При цьому безпосередньо біля колодязя пониження рівня максимальне, а по мірі віддалення від нього воно зменшується, досягаючи на деякій відстані відмітки статичного рівня.

Роботу кожного насосу в складі установки (рис. 6.4) заведено характеризувати такими параметрами: подача Q , напір H , потужність N , коефіцієнт корисної дії η , вакууметрична висота всмоктування $H_{\text{в.к.}}$.

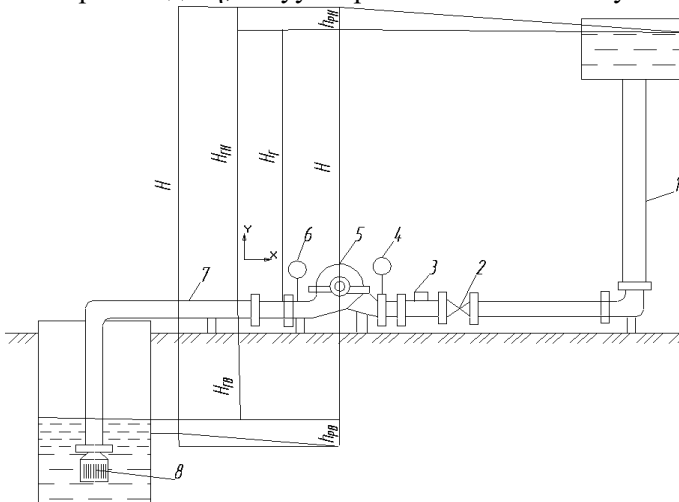


Рис. 6.4. Схема установки відцентрового насоса:

1 - напірний трубопровід; 2 - засувка; 3 - зворотний клапан; 4 - манометр; 5 - насос; 6 - вакуумметр; 7 - всмоктувальний трубопровід; 8 - приймальний фільтр; $H_{\text{г}}$ - геометрична висота всмоктування; $H_{\text{р}}$ - геометрична висота підйому води; H - повний напір насоса (повна висота підйому води); $h_{\text{рв}}$ - втрати напіору у всмоктувальному трубопроводі; $h_{\text{рн}}$ - втрати напіору в напірному трубопроводі

Подача насосу Q (л/с, м³/год) - це об'єм рідини, який подається насосом за одиницю часу (л/с, м³/год).

Напір насоса H (м) - це приріст енергії потоку рідини, що протікає через насос. Розрізняють манометричний і потрібний напори. Манометричний напір визначають за показаннями манометра і вакуумметра:

$$H = \frac{H_m + H_B}{\rho \cdot g} + \frac{V_k^2 - V_n^2}{2 \cdot g} \quad (6.1)$$

де H_m і H_B - показання манометра і вакуумметра, приведені до осі насосу, Па; V_k і V_n - швидкості руху рідини в напірному і всмоктувальному патрубках, м/с; g - прискорення вільного падіння, м/с²; ρ - густина рідини, кг/м³.

Якщо насос працює з підпором (під заливом), то напір

$$H = \frac{H_i + H_B}{\rho \cdot g} + \frac{V_k^2 - V_n^2}{2 \cdot g} \quad (6.2)$$

де H_i - показники манометра на всмоктувальній лінії, м.

Потрібний напір насоса складається з геометричної висоти підйому води і втрат напору зі сторони всмоктування та нагнітання. Для установки, що зображена на рис. 6.4, потрібний напір:

$$H = H_r + h_{rB} + h_{rH} \quad (6.3)$$

Потужність насоса N (Вт), що витрачається для певних Q і H :

$$N = \frac{\rho \cdot g \cdot Q \cdot H}{\eta} \quad (6.4)$$

де η - коефіцієнт корисної дії насосу, який приймається за даними заводу - виробника і враховує всі втрати енергії в насосі (гідравлічні, об'ємні, механічні), що пов'язані з подачею рідини.

Потужність приводу $N_{дв}$ (Вт) призначають більшою за потужність насосу на випадок перевантаження від неврахованих ситуацій:

$$N_{дв} = N \cdot k \quad (6.5)$$

де $k = 1,1-1,25$ - коефіцієнт запасу потужності, який приймається залежно від потужності двигуна.

Паралельна робота групи насосів

Це найбільш доцільний і найбільш розповсюджений у практиці варіант роботи насосів, що живлять безбаштову водогінну мережу.

При виборі на ЕОМ економічного режиму роботи насосів, що підбираються, по цьому варіанті потрібно вирішити наступні задачі:

скільки усього насосів повинно працювати в різні години доби;

скільки насосів із загальної кількості доцільно регулювати в різні години доби;

яким способом варто визначати необхідну частоту обертання колеса в регульованих насосів і витрату електроенергії, споживана всіма насосами.

Підбирати насоси необхідно так, щоб найбільший напір насоса в області зони застосування, що рекомендується, дорівнював найбільшому необхідному напору насоса чи перевищував його.

Позначимо: b — загальна кількість працюючих насосів; c — кількість регульованих насосів; $(b - c)$ — кількість нерегульованих насосів.

Якщо параметри аналітичної залежності $Q - H$ у підбраного насоса рівні H_ϕ і S_ϕ , то при створенні в розглянуту годину доби напору H_{mpi} один нерегульований насос буде подавати в мережу

$$Q_{ni} = \sqrt{\frac{H_\phi - H_{mpi}}{S_\phi}} \quad (6.6)$$

Отже, для подачі в мережу необхідної витрати загальна кількість працюючих насосів

$$b = \frac{Q_i}{\sqrt{\frac{H_\phi - H_{mpi}}{S_\phi}}} \quad (6.7)$$

Отриманий результат округляється до найближчої більшої цілої величини.

Якщо насоси не регулюються, то напір, що розвивається ними, визначається по формулі

$$H_i = H_\phi - S_\phi \left(\frac{Q_i}{b} \right)^2 \quad (6.8)$$

а витрата електроенергії, споживана всіма насосами в розглянуту годину.

Напір насоса, обчислений по формулі (6.8), буде більше необхідного напору H_{mpi} , тому що загальна кількість насосів приймалося після округлення у велику сторону результату, отриманого по формулі (6.7). Для досягнення рівності $H_i = H_{mpi}$ насоси необхідно регулювати зміною числа оборотів їхніх робочих коліс.

Якщо з загальної кількості b працюючих насосів c насосів буде регулюватися, то за умови дотримання рівності $H_i = H_{mpi}$ подача одного регульованого насоса

$$Q_{pi} = \frac{Q_i - (b - c) \sqrt{\frac{H_\phi - H_{mpi}}{S_\phi}}}{c} \quad (6.9)$$

а частота обертання його колеса, хв^{-1} , визначається по формулі

$$n_{pegi} = n_{norm} \sqrt{\frac{H_{mpi} + S_\phi \left[Q_i - (b - c) \sqrt{\frac{H_\phi - H_{mpi}}{S_\phi}} \right]^2}{H_\phi}} \quad (6.10)$$

Витрата електроенергії, споживаною всією групою насосів за розглянуту годину, дорівнює сумі витрат енергії, споживаної регульованими і нерегульованими насосами, і визначається на ЕОМ за формулою

$$N_i = (b - c) \left[A + B \left(\sqrt{\frac{H_\phi - H_{mpi}}{S_\phi}} \right) \right] + 1,03c \left\{ A \left(\frac{n_{pegi}}{n_{norm}} \right)^2 + \right. \\ \left. + B \left(\frac{n_{pegi}}{n_{norm}} \right)^{2-\alpha} \left[\frac{Q_i - (b - c) \sqrt{\frac{H_\phi - H_{mpi}}{S_\phi}}}{c} \right]^\alpha \right\} \quad (6.11)$$

Перший доданок суми — це витрата електроенергії за розглянуту i -ту годину доби нерегульованими, а друге — регульованими насосами.

Характеристики регульованих відцентрових насосів

Найбільш економічною є робота центробіжного насоса в області максимального КПД. Однак при підборі насосів і виборі режиму їхньої роботи ця умова економічності не завжди виконується. Для розширення області оптимального використання відцентрових насосів застосовується регулювання їхньої роботи, що здійснюється двома способами:

1) обточуванням робочих коліс по зовнішньому діаметрі (необоротне регулювання);

2) зміною частоти їхнього обертання (оборотне регулювання).

При зменшенні зовнішнього діаметра робочого колеса не більш ніж на 10—15% КПД насоса практично не змінюється. При такому регулюванні відцентрових насосів подача, напір, що розвивається і споживана потужність істотно зменшуються, а параметри аналітичної залежності $H = f(Q)$ і $N = f(Q)$ будуть змінюватися пропорційно частоті обертання чи діаметрам робочих коліс.

Встановити порядок цієї зміни можна, позначивши

$$\frac{n_{рег}}{n} = K_1 \quad \text{і} \quad \frac{D_{об}}{D} = K_2, \quad (6.12)$$

де n і D — частота обертання і діаметр робочого колеса нерегульованих насосів; $n_{рег}$ і $D_{об}$ — те ж, регульованих насосів.

При регулюванні насоса зміною частоти обертання робочого колеса

$$\frac{Q_{рег}}{Q} = K_1; \quad \frac{H_{рег}}{H} = K_1^2; \quad \frac{N_{рег}}{N} = K_1^3. \quad (6.13)$$

У випадку регулювання насоса з коефіцієнтом швидкості $n_s < 150$ обточуванням його коліс:

$$\frac{Q_{рег}}{Q} = K_2; \quad \frac{H_{рег}}{H} = K_2^2; \quad \frac{N_{рег}}{N} = K_2^3. \quad (6.14)$$

При регулюванні цими двома способами:

$$\frac{Q_{рег}}{Q} = K_1 K_2; \quad \frac{H_{рег}}{H} = K_1^2 K_2^2; \quad \frac{N_{рег}}{N} = K_1^3 K_2^3. \quad (6.15)$$

чи

$$Q_{рег} = K_1 K_2 Q; \quad H_{рег} = K_1^2 K_2^2 H; \quad N_{рег} = K_1^3 K_2^3 N; \quad (6.16)$$

При підстановці замість H його аналітичної залежності від Q

$$H_{рег} = H_{\phi} K_1^2 K_2^2 - S_{\phi} K_1^2 K_2^2 Q^2; \quad (6.17)$$

а при заміні Q його значенням

$$H_{рег} = H_{\phi} K_1^2 K_2^2 - S_{\phi} Q_{рег}^2; \quad (6.18)$$

Як видно з цієї формули, при регулюванні роботи насосів зміною частоти обертів чи обточуванням робочих коліс параметр S_{ϕ} не змінюється, а параметр H_{ϕ} змінюється пропорційно квадрату відношення їхніх частот обертання чи діаметрів

$$H_{\phi.рег} = H_{\phi} K_1^2 K_2^2. \quad (6.19)$$

Потрібні частоти обертання і діаметр робочого колеса регульованих насосів визначаються в такий спосіб.

З формули (6.18) випливає, що при регулюванні насоса тільки зміною частоти обертання робочого колеса

$$n_{рег} = n \sqrt{\frac{H_{рег} + S_{\phi} Q_{рег}^2}{H_{\phi}}} \quad (6.20)$$

де $H_{рег}$ і $Q_{рег}$ — необхідні напір і витрата насоса, що підбираються H_{ϕ} і S_{ϕ} - параметри його аналітичної характеристики $Q - H$.

6.3. Програма роботи

Засвоїти теоретичні відомості щодо процесів управління станціями водозабору. Закріпити отримані знання шляхом розв'язування поставлених завдань щодо розробки алгоритмів управління станціями водозабору.

6.4. Контрольні запитання

1. Що являє собою система водопостачання?
2. Як класифікують системи водопостачання?
3. Як функціонує схема водопостачання очищенням підземних вод?

4. У яких випадках застосовують схеми водопостачання зі свердловини?
5. З яких елементів складається водозабірна свердловина?
6. Якими параметрами характеризується робота насосів?
7. Що собою являє напір насоса?
8. Визначається напір насосного агрегату?
9. Які особливості паралельної роботи групи насосів?
10. Чим характеризуються регульовані відцентрові насоси?

6.5. Завдання для самостійного опрацювання

1. Для схеми візуалізації роботи насосної станції рис.6.5. описати алгоритм роботи насосів Н1...Н4 при автоматичному регулюванні тиску в трубопроводі водопостачання міста.

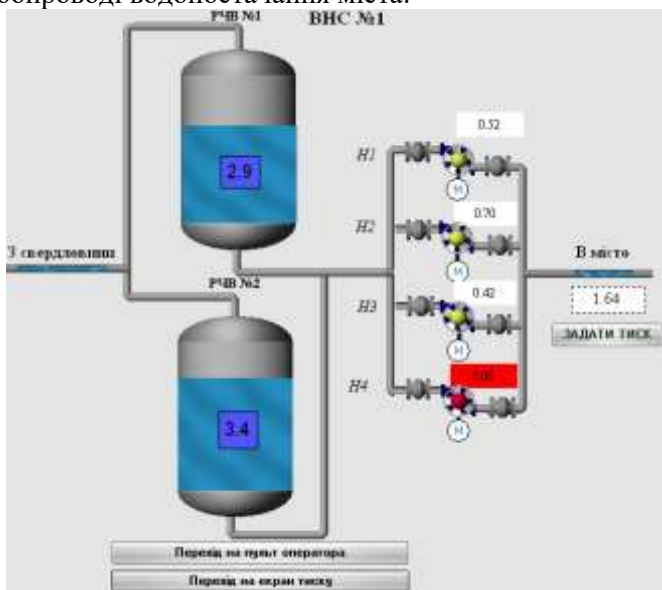


Рис.6.5. Схема візуалізації АСУ насосної станції

2. Для схеми візуалізації роботи насосної станції рис.6.5. скласти блок схему управління насосами при регулюванні тиску.
3. Описати алгоритм управління роботою насосів для схеми рис.6.5 з урахуванням рівномірної експлуатації усіх насосів.

Робота 7. Побудова моделі біологічного реактора

7.1. Мета роботи

Засвоїти процеси що протікають в біологічному реакторі. Навчитися моделювати процеси що протікають в біологічному реакторі.

7.2. Теоретичні відомості

Інтенсивний розвиток промисловості призводить до збільшення виробничих потужностей підприємств, що супроводжується погіршенням стану природних екосистем. Зокрема, через недостатнє очищення промислових стоків, які є невід'ємною частиною харчового, мікробіологічного, фармацевтичного та багатьох інших виробництв. Кількість і різноманітність відходів залежать від профілю і асортименту продукції підприємства. Незалежно від типу всі стічні води потребують обов'язкового очищення, оскільки в них містяться забруднюючі речовини, які значно перевищують допустимі концентрації.

В залежності від концентрації забруднювачів у стічних водах для забезпечення відповідних допустимих показників і зменшення згубного впливу на довкілля використовують реагентні, магнітні, механічні, біологічні та інші очисні системи.

Одним з найчастіше застосовуваних методів є біологічне очищення, де використовуються процеси аеробної очистки, коли додатково вводять кисень, анаеробної очистки без доступу повітря, нітрифікації і денітрифікації.

Суттєвий вклад в розвиток біотехнологій вносить НУВГП. Зокрема, унікальну технологію BIOTAL розробив колишній співробітник університету Олександр Тетеря. Він є винахідник, академік, автор енергозберігаючої технології очищення стічних вод BIOTAL, засновник компанії UKRBIOTAL.

В основі процесів біологічної очистки лежить деградація і окислення органічних речовин мікроорганізмами і їх здатність до розмноження та відмирання. При цьому активність бактерій і мікроорганізмів значно залежить від температури субстрату та концентрації розчиненого в ньому кисню. Суттєвим фактором, що

впливає на ефективність очищення, є також концентрація активного мулу, яка регулюється рециркуляцією та відведенням надлишкового активного мулу для підтримання життєдіяльності мікроорганізмів. Активний мул - це штучно вирощений біоценоз при аерації прояснених стічних вод, населений бактеріями, найпростішими і багатоклітинними тваринами, які трансформують забруднюючі речовини і очищують стічні води в результаті усмоктування, окислювання, поїдання.

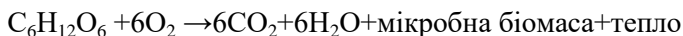
Основною задачею керування процесом біологічної очистки є вилучення та стабілізація концентрації забруднень на допустимому рівні у відпрацьованих рідинах. Проте немає засобів прямого неперервного вимірювання даного показника, а результати отримують лише дослідним шляхом. Тому для аналізу ефективності очищення рідин використовують вимірювання ряду технологічних параметрів, на основі яких можна судити про величину концентрації органічних домішок у стічних водах та виробляти відповідні керуючі впливи.

Розрізняють два способи обробки стічних вод - континуальний, коли стічні води обробляються окремо, перетікаючи з однієї зони очисних споруд в іншу, і дисконтинуальний, коли стічні води проходять всі цикли очистки в одній споруді шляхом чергування умов: аерація, перемішування, відстоювання, очищення від надлишкового активного мулу. Дисконтинуальний спосіб обробки стічних вод проводиться в реакторах SBR (Sequencing Batch Reactor).

Ці два способи мають свої переваги і недоліки. Континуальний спосіб очистки стічних вод здійснюється у великих очисних спорудах. Чим більші очисні споруди, тим більше усереднення стоків і менші вимоги до автоматизації.

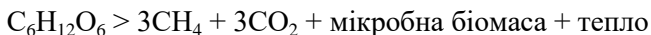
Дисконтинуальний спосіб в SBR-реакторах має переваги, але має і свої недоліки. Активний мул в системі, адаптований до стічних вод певного складу і для очищення наступної порції стічних вод вимагається певний час на адаптацію до нових умов. До позитивних якостей дисконтинуальної системи відносять можливість утримувати високу концентрацію активного мулу, оскільки відстоювання стічних вод в таких системах відбувається в стані спокою, без руху стічних вод. Наступною важливою перевагою є відсутність необхідності видалення плаваючих забруднень з поверхні відстійників, оскільки очищені стічні води відкачуються з реактора активації в кінці фази відстоювання, з освітленого шару із під рівня води.

До основних процесів біологічного очищення стічних вод належать. Аеробний процес, який потребує аерації і відбувається за схемою



Аеробна мікробна фауна активного мулу представлена винятковим біорізноманіттям. В останні роки за допомогою нових молекулярно-біологічних методів в активному мулі виявлена присутність бактерій родів *Paracoccus*, *Caulobacter*, *Hyphomicrobium*, *Nitrobacter*, *Acinetobacter*, *Sphaerotilus*, *Aeromonas*, *Pseudomonas*, *Cytophaga*, *Flavobacterium*, *Flexibacter*, *Halisomenobacter*, *Artrobacter*, *Corynebacterium*, *Microtrix*, *Nocardia*, *Rhodococcus*, *Bacillus*, *Clostridium*, *Lactobacillus*, *Staphylococcus*. Однак, вважається, що до теперішнього часу ідентифіковано не більше 5% видів.

Анаеробний процес відбувається без доступу повітря



Анаеробна деградація органічних речовин, при метаногенезі здійснюється як багатоступінчастий процес, в якому необхідна участь щонайменше чотирьох груп мікроорганізмів: гідролітиків, бродильників, ацетогенів і метаногенів. У анаеробній фауні між мікроорганізмами існують тісні і складні взаємозв'язки. Ключову роль в анаеробній деградації органічних речовин до метану грають метанові археї родів *Methanosarcina*, *Methanosaeta* (*Methanothrix*), *Methanomicrobium* та інші. При їх відсутності або недостатці анаеробне розкладання закінчується на стадії кислотогенного і ацетогенного бродіння, що призводить до накопичення летких жирних кислот, в основному масляної, пропіонової і оцтової, зниження рН і зупинки процесу.

Використання для очищення висококонцентрованих стічних вод анаеробного процесу на перших ступенях дозволяє суттєво зменшити питомий приріст активного мулу, а кількість розкладених органічних речовин в анаеробному процесі значно більша, ніж в аеробному.

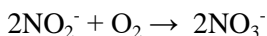
Видалення азоту в установках здійснюється завдяки послідовному протіканню процесів нітрифікації та денітрифікації.

Нітрифікація – процес окислення аміаку до азотистої кислоти або до азотної кислоти. Відбувається також в аеробних умовах в ґрунті та природних водах. Часто може викликати появу в них нітратів в токсичній кількості, а оскільки нітрати є найбільш активно мігруюча в розчині сполука азоту, то їх винесення з ґрунту в розташовані нижче по схилу водоймища, що спричиняє за собою їх евтрофікацію.

Нітрифікація проходить в дві стадії, які здійснюються різними мікроорганізмами. Перша стадія — окислення аміаку до азотистої кислоти (вірніше, її аніону), яке здійснюють нітрифікуючі бактерії (роди *Nitrosomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrospiraceae*, *Nitrosolobus*, *Nitrosovibrio*) за наступним механізмом:

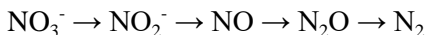


Друга стадія



де NO_2^- – нітрити, NO_3^- – нітрати, NH_4^- – амонійний азот.

Денітрифікація — клас мікробіологічних процесів відновлення нітратів до нітритів і далі до газоподібних оксидів і молекулярного азоту. В результаті цих процесів азот повертається до атмосфери



Свіжа стічна вода, яка потрапляє в установку містить значну кількість органіки, яка в перших реакторах є основним субстратом для бактерій активного мулу. В другому та третьому реакторах органіки все менше, і енергію для своєї життєдіяльності бактерії починають отримувати в процесі нітрифікації, окислюючи амонійний азот до нітритів і нітратів.

Ці речовини, в свою чергу, також повинні видалятися зі стічної води, саме тому, забезпечується багатоконтурна рециркуляція активного мулу. Потрапляючи в приймальну камеру насичений нітратами активний мул з SBR-3 в умовах дефіциту кисню (аноксидні умови) і наявності свіжої легкоокислюваної органіки починає процес денітрифікації.

[illegible]

73

Стічна вода по трубопроводу 1 підводиться до пристрою 2, в якому затримуються тверді залишки і далі надходить в приймальний резервуар 1 очисної установки, який одночасно виконує функції анаеробного резервуару і денітрифікатора. Перемішування мулової суміші здійснюється за допомогою перемішуючого пристрою 5. Подача стиснутого повітря для роботи аераторів і ерліфтів проводиться від повітрорудної установки 2.5, яка є постійно включеною.

Із приймального резервуара насосом стоки перекачуються в аеробний реактор 2.1. Включення насоса здійснюється у двох режимах. При першому режимі насос включається при наповненні реактора стічною водою до максимального рівня. Виключення насоса здійснюється при певному мінімальному рівні води в резервуарі. Сигналами для включення та виключення насоса є сигнал від давача рівня. У другому режимі включення насоса здійснюється по таймеру через певні періоди часу (близько 20 хв.) на певний час - 5... 10 хв. при рівні води в резервуарі вищому від мінімального.

Далі переміщення стоків між реакторами здійснюється самопливом. Разом із стоками перетікає активний мул. Повернення мулу із наступних реакторів у попередні здійснюється ерліфтами 6.

В аеробному резервуарі 2.3 відбувається біологічне окислення органічних речовин і амонійного азоту. Насичення мулової суміші киснем в аеробному резервуарі здійснюється шляхом подачі повітря через аератор 8. З аеробного резервуару 2.3 мулова суміш самопливом надходить у відстійну камеру 2.4.

У відстійній камері 2.4 відбувається відокремлення активного мулу від очищеної води. Мул, який затримався у відстійнику ерліфтом 13 повертається резервуар 2.2. Освітлена вода з відстійника керованим сильфоном 24 в камеру знезараження 8. При відсутності припливу стічних вод (насос 4 виключений) відкривається клапан подачі повітря в сильфон 24 і очищена вода відкачується. Ерліфт 24 також включається і виключається з роботи по сигналах датчиків рівня води, які встановлені у відстійнику.

Надлишковий мул з відстійника за допомогою ерліфта перекачується аеробний стабілізатор надлишкового активного мулу 8.

До основних функцій АСУ відносяться підтримка заданих концентрацій розчиненого кисню та активного мулу у всіх резервуарах. Для забезпечення стабільної роботи очисної системи для

управління використовуються сигнали не тільки вимірювання кисню, але і витрати стічної води та швидкості споживання кисню в активній зоні аеротенків.

Автоматичне утримування необхідних параметрів біологічної очистки в умовах різких змін органічних і гідравлічних навантажень забезпечує високу якість очищення. В залежності від кількості стічних вод автоматично регулюється потужність установки, при цьому передбачено два рівні економних режимів, залежно від часу відсутності надходження стічних вод.

За допомогою керованих ерліфтів здійснюється багатоконтурна рециркуляція зворотного активного мулу, причому ступінь рециркуляції змінюється автоматично пропорційно кількості стічних вод, що надходять на установку для підтримки постійного навантаження на мул по органічних речовинах. Видалення надлишкового активного мулу з вторинного відстійника забезпечує підтримку його оптимального віку.

Для оптимізації біологічних реакторів розроблено ряд методів які ґрунтуються на принципах математичного моделювання, та моделях росту культур мікроорганізмів. Ці методи дозволяють проводити моделювання кінетики біоокислення забруднень у стічних водах для знаходження оптимальних параметрів процесів біологічної очистки стічних вод.

Основу методу становлять макрокінетичні моделі, які описують ріст мікроорганізмів та споживання ними субстрату, а у випадку стічних вод - забруднень:

$$\begin{cases} \frac{dx_1}{dt} = -D \cdot x_1 + \frac{\mu_m \cdot x_1 \cdot x_2}{K + x_2} \\ \frac{dx_2}{dt} = \frac{1}{Y} \frac{\mu_m \cdot x_1 \cdot x_2}{K + x_2} \end{cases} \quad (7.1)$$

де x_1 - концентрація активного мулу, мг/м³; x_2 - концентрація забруднень у стічних водах, мг/л; μ_m - максимальна питома швидкість росту мікроорганізмів, с⁻¹; Y - коефіцієнт трансформації субстрату в біомасу; K - константа Моно

Константа напівнасичення K це концентрація забруднень, при якій

$$\mu = \frac{1}{2} \mu_m \quad (7.2)$$

В біотехнології швидкістю розбавлення D називають відношення витрати стоків G до об'єму резервуара V

$$D = \frac{G}{V} \quad (7.3)$$

Дана модель реалізуються у вигляді системи диференціальних рівнянь (7.1), за допомогою якої можна, знаючи початкову концентрацію активного мулу та параметри стічних вод, визначити ці параметри у будь-який інший момент часу. Перевагами вказаного методу є можливість врахування впливу побічних факторів на перебіг процесу очистки та можливість як проводити проектування аеротенків, так і оптимізувати роботу вже існуючих систем.

Для розрахунків може бути створена комп'ютерна програма, яка розраховує найоптимальніші параметри системи та рекомендує шлях оптимізації. В програмі реалізовано кілька імітаційних моделей росту культур: Моно, Халдейна, Герберта. Оптимізація може проводитись по двох напрямках:

1) Знаходження найменшого об'єму аеротенку, а відповідно до цього і мінімізація часу очистки, що дозволяє значно знизити вартість очистки.

2) Знаходження оптимальних параметрів активного мулу, при яких швидкість очистки буде найвищою. Це досягається шляхом розрахунку оптимальних значень коефіцієнтів μ_m , K , Y . Знаючи ці коефіцієнти легко підібрати такий склад активного мулу з яким швидкість очистки буде найвищою.

Розроблено уточнену математичну модель процесів. Особливостями вирішення проблеми є те, що в системі рівнянь (7.4) введено ряд коефіцієнтів, які дозволяють описувати процеси окислення органічних речовин, розмноження і відмирання бактерій як сукупність взаємодії різних факторів в залежності від концентрацій розчиненого у воді кисню та забруднюючих органічних речовин з врахуванням конструктивних параметрів та граничних і початкових умов (7.5)

$$\begin{cases} \frac{\partial C}{\partial t} = D_C \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + v_C \frac{\partial C}{\partial x} - \beta C B, \\ \frac{\partial B}{\partial t} = D_B \frac{\partial^2 B}{\partial x^2} + v_B \frac{\partial B}{\partial x} + K_B(B) K, \\ \frac{\partial K}{\partial t} = D_K \frac{\partial^2 K}{\partial x^2} + v_K \frac{\partial K}{\partial x} + K_K(B) \cdot (K_H - K), \end{cases} \quad (7.4)$$

$$C|_{x=0} = C^*(t), \quad B|_{x=0} = B^*(t), \quad K|_{x=0} = K^*(t), \quad \left. \frac{\partial C}{\partial x} \right|_{x=l} = 0, \quad \left. \frac{\partial B}{\partial x} \right|_{x=l} = 0, \quad \left. \frac{\partial K}{\partial x} \right|_{x=l} = 0, \quad (7.5)$$

$$C|_{t=0} = C^*(x), \quad B|_{t=0} = B^*(x), \quad K|_{t=0} = K^*(x),$$

де β – коефіцієнт, який враховує конструктивні особливості фільтра та швидкість потоку рідини; C – концентрація забруднень у воді; V – об'єм реактора; k_i – коефіцієнт рециркуляції активного мулу; v_C – швидкість руху субстрату; D_C – коефіцієнт дифузії B – концентрація активного мулу; $K_B(B)$ – функція, яка характеризує поглинання кисню бактеріями; v_B – швидкість руху активного мулу; D_B – коефіцієнт дифузії; K – концентрація кисню, необхідна для підтримання найкращого поглинання бактеріями забруднення; $K_K(B)$ – коефіцієнт поглинання кисню; K_0 – концентрація насичення води киснем при заданих температурі та тиску; v_K – швидкість руху кисню; D_K – коефіцієнт дифузії; \mathcal{E} – малий параметр, що враховує міжкомпонентні взаємодії.

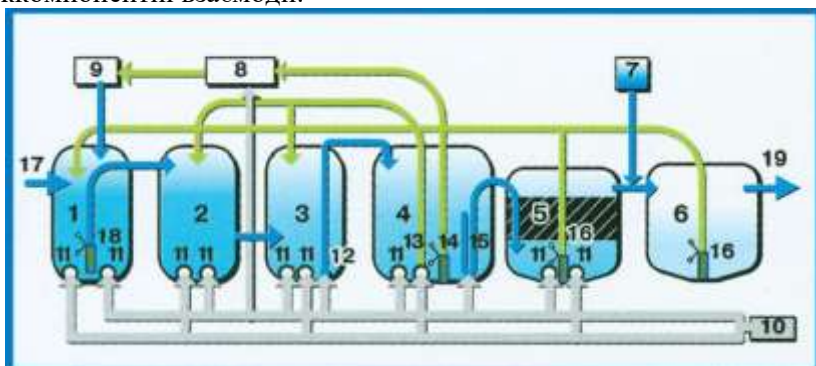


Рис. 7.2. Схема SBR реактора

1-приймальна камера-денітрифікатор; 2- реактор SBR першого ступеня; 3- реактор SBR другого ступеня; 4- реактор SBR третього ступеня; 5- біологічний фільтр; 6. відстійник; 7-вузол знезараження. 8- аеробний стабілізатор надлишкового активного мулу; 10. установка зневоднення.

Для забезпечення стабільної і ефективної очистки стічних вод в системі автоматизації передбачено можливості: автоматично утримувати необхідні параметри біологічної очистки в умовах різких змінних органічних і гідравлічних навантажень; працювати без постійного обслуговуючого персоналу; передавати через зовнішні мережі основні параметри очищення і подавати сигнал у разі порушення роботи установки; витримувати залповий скид стоку не менше 25% добової витрати, без винесення мулу з установки; стабілізувати значення рН води на оптимальному рівні; автоматично регулювати свою потужність залежно від кількості стічних вод, що надходять, при цьому мати декілька рівнів економних режимів, залежно від часу відсутності надходження стічних вод; система очистки стічних вод повинна бути енергозберігаючою; переходити у форсований режим роботи при залповому надходженні стічних вод і при цьому забезпечувати необхідну очистку, включаючи очистку азотомісних речовин з шляхом денітрифікації; автоматично підтримувати необхідну концентрацію активного мулу в системі; мати багатоконтурну рециркуляцію зворотного активного мулу, причому ступінь рециркуляції повинен автоматично змінюватися пропорційно кількості стічних вод, що надходять на установку; забезпечувати багатостадійну денітрифікацію, незалежно від кількості стічних вод, що надходять; відстоювання очищеної води повинне проходити в стані спокою, без руху води; підтримувати життєдіяльність мікроорганізмів активного мулу при тривалій відсутності надходження стічних вод; система очищення стічних вод повинна бути безвідмовною; ремонту або заміни будь-якого вузла, без зупинки роботи очисної споруди.

Математична модель біологічного реактора

Для дослідження біологічних реакторів використаємо модельну задачу процесу очищення стічних вод від біологічних речовин іммобілізованими мікроорганізмами при багатоступеневому анаеробно-аеробному способі очищення. Особливостями такої

постановки проблеми є те, що в системі рівнянь (7.6) введено ряд коефіцієнтів, які дозволяють описувати процеси окислення органічних речовин, розмноження і відмирання бактерій як сукупність взаємодії різних факторів в залежності від концентрацій розчиненого у воді кисню та забруднюючих органічних речовин з врахуванням конструктивних параметрів та граничних і початкових умов (7.7).

$$\begin{cases} \frac{\partial C}{\partial t} = D_C \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + v_C \frac{\partial C}{\partial x} - \beta C B, \\ \frac{\partial B}{\partial t} = D_B \frac{\partial^2 B}{\partial x^2} + v_B \frac{\partial B}{\partial x} + K_B(B) K, \\ \frac{\partial K}{\partial t} = D_K \frac{\partial^2 K}{\partial x^2} + v_K \frac{\partial K}{\partial x} + K_K(B) \cdot (K_H - K), \end{cases} \quad (7.6)$$

$$\begin{aligned} C|_{x=0} = C^*(t), \quad B|_{x=0} = B^*(t), \quad K|_{x=0} = K^*(t), \quad \left. \frac{\partial C}{\partial x} \right|_{x=l} = 0, \quad \left. \frac{\partial B}{\partial x} \right|_{x=l} = 0, \\ \left. \frac{\partial K}{\partial x} \right|_{x=l} = 0, \quad C|_{t=0} = C^*(x), \quad B|_{t=0} = B^*(x), \quad K|_{t=0} = K^*(x), \end{aligned} \quad (7.7)$$

де $\beta = (Q \cdot (1 + k_i) / V)$ – коефіцієнт, який враховує конструктивні особливості фільтра та швидкість потоку рідини; C – концентрація забруднень у воді; V – об'єм реактора; k_i – коефіцієнт рециркуляції активного мулу; v_C – швидкість руху субстрату; D_C – коефіцієнт дифузії ($D_C = d_C \varepsilon$); B – концентрація активного мулу; $K_B(B) = \beta (K_B - \varepsilon K_B^0 B)$ – функція, яка характеризує поглинання кисню бактеріями; v_B – швидкість руху активного мулу; D_B – коефіцієнт дифузії ($D_B = d_B \varepsilon$); K – концентрація кисню, необхідна для підтримання найкращого поглинання бактеріями забруднення; $K_K(B) = \beta (K_K + \varepsilon K_K^0 B)$ – коефіцієнт поглинання кисню; K_0 – концентрація насичення води киснем при заданих температурі та тиску; v_K – швидкість руху кисню; D_K – коефіцієнт дифузії ($D_K = d_K \varepsilon$); ε , K_B , K_B^0 , K_K , K_K^0 , d_C , d_B , d_K , – тверді параметри

(характеризують відповідні м'які параметри $K_B(B)$, $K_K(B)$ тощо), що знаходяться експериментальним способом, ε – малий параметр (він враховує переваги одних складників процесу над іншими, а саме явища міжкомпонентної взаємодії процесу і є малим порівняно з іншими його складниками)

Моделювання динамічних процесів біологічного реактора

Моделювання проведемо в програмному середовищі Matlab, використавши М-функцію *pdepe*, призначену для розв'язання одномірних крайових задач для систем параболічних і еліптичних диференціальних рівнянь в частинних похідних (PDE) першого порядку по одній просторовій змінній і часу. Щоб отримати розв'язок системи (7.6) за умов (7.7) перетворимо вихідні дані у відповідні машинні змінні. Оскільки для процесів розмноження та відмирання коефіцієнти набувають різних значень для моделювання використаємо 4 етапи: розмноження / відмирання / розмноження / відмирання. Кожен із них характеризується такими особливостями: початково по всьому реактору встановлено рівномірну концентрацію активного мулу та за заданим законом розподілено забруднення, відповідно до граничних та початкових умов. При цьому кінцеві умови попереднього етапу виступають початковими наступного і отримуються шляхом апроксимації стандартними засобами Matlab.

$$\begin{cases} \frac{\partial C}{\partial t} = v_c \frac{\partial C}{\partial x} - \beta CB + D_c \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}, \\ \frac{\partial B}{\partial t} = v_B \frac{\partial B}{\partial x} + \beta BK \cdot K_B(B) + D_B \frac{\partial^2 B}{\partial x^2}, \\ \frac{\partial K}{\partial t} = v_K \frac{\partial K}{\partial x} + \beta K + K_K(B) \cdot C \cdot (K_0 - K) + D_K \frac{\partial^2 K}{\partial x^2}, \end{cases}$$

\Downarrow

$$c(x, t, u, \frac{\partial u}{\partial x}) \cdot \frac{\partial u}{\partial t} = x^{-m} \frac{\partial}{\partial x} (x^m f(x, t, u, \frac{\partial u}{\partial x})) + s(x, t, u, \frac{\partial u}{\partial x}),$$

Команди в Matlab

Q=7.2;

ki=1;

V=0.7;

c3=1;

f1=D1*DuDx(1);

f2=D2*DuDx(2);


```

KK=0.001;          f3=D3*DuDx(3);
KB=100;            s1=V1*DuDx(1)-u(1)*u(2)*b;
K0=6;             s2=V2*DuDx(2)+u(3)*u(2)*b*KB;
b=Q*(1+ki)/V;     s3=V3*DuDx(3)+u(3)*b+KK*u(1)*(K0
V1=1.26;          V2=1.92; -u(3));
V3=1.53;          c = [c1;c2; c3];
D1=0.721;        D2=10^-5; f = [f1; f2; f3];
D3=10^-5;        s = [s1; s2; s3];
c1=1;
c2=1;

```

Для виклику функції *pdepe* виконаємо наступний код, в результаті якого отримуємо розрахунки одного етапу:

```

m = 0;
x = linspace(0,1,100);
t = linspace(0,0.1,100);
sol = pdepe(m,@pdex2pde,@pdex2ic,@pdex2bc,x,t);
u1 = sol(:,1);
u2 = sol(:,2);
u3 = sol(:,3);

```

Після обчислень всіх етапів для наочності отриманих результатів їх представлено у вигляді графіків із застосуванням стандартних засобів побудови.

Шляхом комп'ютерного моделювання за наведеними вхідними даними: $L|_{t=0} = 50 - 15 \cdot e^x \text{ г/л}$, $X|_{t=0} = 0,1 \text{ г/л}$, $C|_{t=0} = 0,001 \text{ г/л}$, $Q = 7,2 \text{ м}^3/\text{год}$, $V = 0,7 \text{ м}^3$, $C_0 = 6 \text{ мг/л}$, $v_C = 1,26 \text{ м/год}$, $v_B = 1,92 \text{ м/год}$, $v_K = 1,26 \text{ м/год}$, $D_C = 0,721$, $D_B = 10^{-5}$, $D_K = 10^{-5}$ - отримали такі результати (рис. 7.3) :

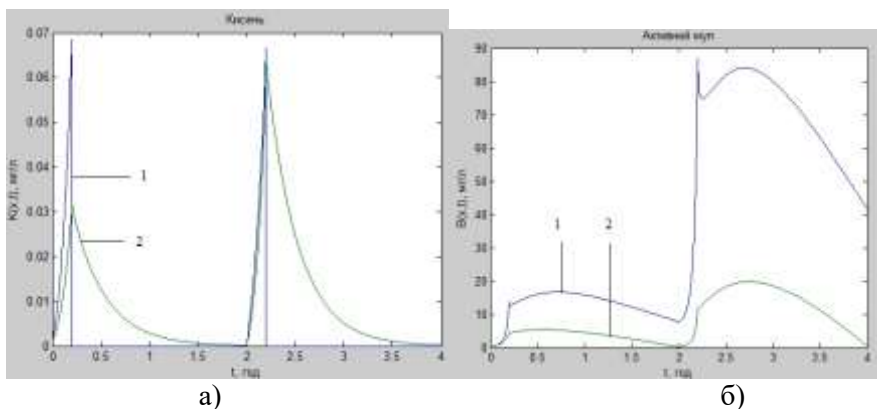


Рис. 7.3. Зміна концентрації кисню а) та активного мулу в) із часом на вході (1) та виході (2) реактора.

На рис.7.3,а) показано, що на очищення поступають стоки з певною концентрацією забруднень і розчиненого у воді кисню. В реакторі за рахунок споживання кисню активним мулом його концентрація падає. Для забезпечення життєдіяльності мікроорганізмів здійснюється періодична подача кисню стиснутим повітрям. Відповідно зі змінами концентрації кисню відбуваються зміни концентрації активного мулу як показано на рис. 7.3. б). При постійному навантаженні забруднення на реактор отримано залежність зміни концентрації забруднюючих речовин на виході реактора рис.7.3.а) (крива 2). По суті, отримані залежності є імпульсними перехідними характеристиками реактора за різними каналами зв'язків і характеризують динамічні властивості реактора як об'єкта управління. Вони є важливими результатами для розроблення алгоритму автоматизованого управління процесами в біологічних реакторах.

7.3. Програма роботи

Засвоїти теоретичні відомості щодо процесів біологічного очищення стоків. Закріпити отримані знання шляхом розв'язування поставлених завдань щодо аналізу алгоритмів управління станціями біологічної очистки. Провести моделювання динамічних процесів в біологічному реакторі.

7.4. Контрольні запитання

1. Які переваги і недоліки континуальних і дисконтинуальних очисних споруд.
2. Які проблеми автоматизації малих очисних споруд.
3. Які основні процеси біологічної очистки стічних вод.
4. Як забезпечуються економні режими роботи установки біологічного очищення стоків.
5. Який алгоритм управління процесом рециркуляції активного мулу.
6. Які параметри регулюються в наведеній схемі автоматизації.
7. Які параметри підлягають автоматичному контролю в наведеній схемі автоматизації.
8. Які методи використовуються для оптимізації біологічних реакторів?
9. За якими напрямками проводиться оптимізація системи біологічного очищення?
10. Як виглядає система рівнянь для моделювання біологічного реактора?

7.5. Завдання для самостійного виконання

1. За літературними джерелами опишіть методи контролю концентрації органічних забруднень стічних вод.

2. За літературними джерелами ознайомтеся з принципами автоматизації реагентного очищення стоків.

3. За літературними джерелами ознайомтеся з принципами автоматизації магнітного очищення стічних вод.

4. Провести моделювання динамічних процесів в біологічному реакторі відповідно до вхідних даних таблиці 7.1.

Таблиця 7.1

Вхідні дані для математичного моделювання

	$Q,$ $м^3 / год$	$V,$ $м^3$	$C_0,$ $мг / л$	$v_C,$ $м / год$	$v_B,$ $м / год$	$v_K,$ $м / год$
1	1,1	0,1	2	0,23	0,26	0,23
2	2,2	0,2	3	0,34	0,46	0,34
3	3,3	0,3	4	0,45	0,57	0,45

4	4,4	0,4	5	0,56	0,68	0,56
5	5,5	0,5	6	0,78	0,92	0,78
6	6,6	0,6	4	0,89	1,02	0,89
7	6,1	0,7	5	0,91	1,11	0,91
8	7,7	0,7	6	1,21	1,42	1,21
9	8,7	0,8	3	1,12	1,36	1,12
10	9,2	0,9	5	0,95	1,24	0,95
11	1,7	0,2	7	0,84	0,98	0,84
12	2,8	0,4	4	0,73	0,86	0,73
13	3,9	0,3	3	0,62	0,78	0,62
14	4,7	0,5	2	0,51	0,66	0,51
15	5,2	0,6	6	0,43	0,58	0,43
16	6,3	0,7	5	0,35	0,46	0,35
17	8,1	0,5	3	0,26	0,44	0,26
18	6,9	0,8	4	0,58	0,77	0,58
19	4,9	0,6	5	0,37	0,45	0,37
20	2,8	0,4	6	1,01	1,56	1,01

Робота 8. Розрахунок моделі абсорбера

8.1. Мета роботи

Практично засвоїти методи та принципи аналізу технологічних процесів і обладнання галузей виробництва як об'єктів управління; побудови структурної інформаційної схеми об'єкта; розроблення алгоритмів управління технологічними об'єктами.

8.2. Теоретичні відомості

Абсорбція газів – об'ємне поглинання газів або парів рідиною – абсорбентом, що приводить до утворення розчинів. Кожний абсорбент, наприклад, вода, метанол, рідкий азот, водні розчини етаноламінів, карбонатів металів, лугів і кислот може поглинати певну кількість лише визначеної речовини і ця властивість використовується для сепарації газових сумішей. Зокрема, абсорбцію використовують для виділення цільових компонентів із природного або супутнього нафтового газу, газів крекінгу, очищення азотоводневої суміші, що використовується для синтезу аміаку від CO_2 і CO , або для отримання готового продукту, наприклад, азотної і сірчаної кислоти при поглинанні водою оксиду азоту і сірчистого ангідриду. Вилучені з газових сумішей компоненти зазвичай використовують, тому їх виділяють десорбцією.

В хімічній технології абсорбція частіше реалізується як частина абсорбційно-десорбційного циклу, але стадія десорбції може не використовуватися, якщо в результаті абсорбції отримують готовий продукт або регенерація поглинача економічно не вигідна. Десорбцію проводять при нагріванні абсорбенту і зниженні тиску над ним, що приводить до зменшення розчинності газу і виділення його надлишкової кількості, чи масообміном з регенованим розчином та інертним газом, який не вміщує десорбованого компоненту.

Для проведення процесу абсорбції застосовують абсорбційні установки, основним елементом яких є абсорбційні апарати - колони. Абсорбційні колони ([англ. absorption tower](#)) класифікуються в залежності від технологічного призначення, тиску і виду внутрішнього пристрою, що забезпечує контакт газу і рідини. У

залежності від внутрішнього пристрою вирізняють тарілчасті, насадочні, розпилювальні, роторні, поверхневі та каскадні абсорбери.

Типова схема абсорбційної установки показана на рис.8.1.

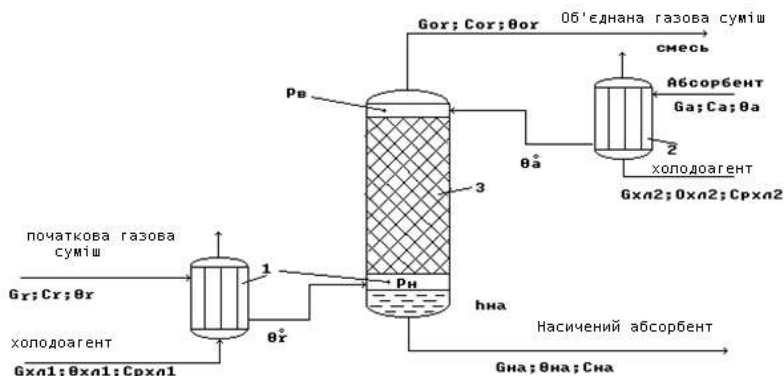


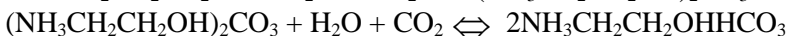
Рис.8.1. Схема абсорбційної установки

1- холодильник початкової газової суміші; 2 холодильник з абсорбентом; 3-абсорбційна насадочна колона.

Очищення газу від CO_2

Реалізується в абсорберах, заповнених керамічною насадкою і поліпропіленовими кільцями. Зрошення абсорберів здійснюється розчином моноетаноламіну (MEA) 18% мас.

Абсорбція:



Очищений газ містить CO_2 не більше 100 ppm.

Початкова газова суміш G_r і абсорбент G_a в холодильниках 1 і 2 охолоджуються до заданих температур θ_r^0 і θ_a^0 і протікають у колоні 3. В колоні 3 відбувається вивільнення цільового компонента із вихідної газової суміші за допомогою рідкого абсорбента.

В результаті масообмінного процесу між газовою і рідкою фазами одержують:

- у низу колони - насичений абсорбент $G_{на}$ з концентрацією цільового компоненту $c_{на}$;

- у верху колони - збіднену газову суміш $G_{ог}$ з концентрацією цільового вилучуваного компонента $c_{ог}$

Аналіз технологічного процесу

Аналіз процесів абсорбції ґрунтується на основоположних законах фізико-хімічних процесів.

Матеріальний баланс по цільовому компоненту в газовій фазі описується рівнянням динаміки:

$$\rho_{oz} \cdot S_{an} \cdot (H_{an} - h_{na}) \cdot \frac{dc_{oz}}{dt} = G_z \cdot c_z - G_{oz} \cdot c_{oz} - M_z^{na}, \quad (8.1)$$

де M_z^{na} - маса цільового компонента, яка переходить з газової фази в рідку за одиницю часу, кг/год; ρ_{oz} - густина очищеного газу, кг/м³; S_{an} - площа апарата, м²; H_{an} - висота апарата, м; h_{na} - рівень насиченого абсорбенту, м; G_{oz} - масова витрата очищених газів, кг/год; G_z - масова витрата вхідних газів, кг/год; c_{oz} - концентрація цільового компонента після очистки, %; c_z - концентрація цільового компонента у вхідній газовій суміші, %.

$$\text{Рівняння статики: } \frac{dc_{oz}}{dt} = 0$$

$$G_z \cdot c_z = G_{oz} \cdot c_{oz} + M_z^{na} \quad (8.2)$$

З виразів (8.5) і (8.6) виходить, що:

$$c_{oz} = f(G_{oz}, G_z, M_z^{na}) \quad , \quad (8.3)$$

де M_z^{na} - визначається рівнянням масопередачі.

Матеріальний баланс по цільовому компоненту в насиченому абсорбенті.

Рівняння динаміки:

$$\rho_{na} \cdot S_{an} \cdot h_{na} \cdot \frac{dc_{na}}{dt} = M_z^{na} + G_a \cdot c_a - G_{na} \cdot c_{na} \quad (8.4)$$

де ρ_{na} - густина насиченого абсорбенту, кг/м³; c_{na} - концентрація цільового компонента в насиченому абсорбенті, %; c_a - концентрація цільового компонента в абсорбенті, %; G_{na} - масова витрата

насиченого абсорбенту, кг/год; G_a - масова витрата абсорбенту, кг/год.

Рівняння статички при $\frac{dc_{na}}{dt} = 0$:

$$G_{na} \cdot c_{na} = M_z^{na} + G_a \cdot c_a \quad (8.5)$$

З виразів (8.4) і (8.5) виходить, що:

$$c_{na} = f(G_a, G_{na}, M_z^{na}), \quad (8.6)$$

де M_z^{na} - визначається рівнянням масопередачі.

Матеріальний баланс по загальній кількості цільового компоненту в процесі абсорбції.

Рівняння динаміки:

$$\rho_{oz} \cdot S_{an} \cdot (H_{an} - h_{na}) \cdot \frac{dc_{oz}}{dt} = G_z \cdot c_z - G_{oz} \cdot c_{oz} + G_a \cdot c_a - G_{na} \cdot c_{na}. \quad (8.7)$$

Рівняння статички

$$G_z \cdot c_z + G_a \cdot c_a = G_{oz} \cdot c_{oz} + G_{na} \cdot c_{na}. \quad (8.8)$$

На підставі (8.7) і (8.8) отримуємо

$$c_{oz} = f(G_z, G_{oz}, G_a, G_{na}). \quad (8.9)$$

Аналогічно, можна отримати:

$$c_{na} = f(G_z, G_{oz}, G_a, G_{na}). \quad (8.10)$$

Матеріальний баланс по рідкій фазі

Рівняння динаміки:

$$\rho_{na} \cdot S_{an} \cdot \frac{dh_{na}}{dt} = G_a + M_z^{na} - G_{na}. \quad (8.11)$$

Рівняння статички:

$$G_a + M_z^{na} = G_{na}. \quad (8.12)$$

На підставі (8.11) і (8.12):

$$h_{na} = f(G_a, G_{na}). \quad (8.13)$$

Матеріальний баланс по газовій фазі

Рівняння динаміки:

$$\frac{V_{oz} \cdot M_{oz}}{R \cdot \theta_{oz}} \cdot \frac{dP_{oz}}{dt} = G_z - G_{oz} - M_z^{na}, \quad (8.14)$$

де M_{o_2} - молярна маса збідненої газової суміші, кг/моль; P_{o_2} - тиск в колоні, Па; θ_{o_2} - температура в колоні (по газовій фазі), К; V_{o_2} - об'єм газової фази в колоні, м³.

Рівняння статики:

$$G_z = G_{o_2} + M_z^{na} \quad (8.15)$$

На підставі (8.14) і (8.15) можна вважати:

$$P_{o_2} = f(G_z, G_{o_2}) \quad (8.16)$$

В результаті слід віддати перевагу керуючій дії G_{o_2} .

Тепловий баланс в абсорбері

Рівняння динаміки для холодильника:

$$\rho_a \cdot V_a \cdot c_{pa} \cdot \frac{d\theta_a^{ox}}{dt} = G_a \cdot c_{pa} \cdot \theta_a + G_{xl} \cdot c_{pxl} \cdot \theta_{xl}^{ex} - G_a \cdot c_{pa} \cdot \theta_a^{ox} - G_{xl} \cdot c_{pxl} \cdot \theta_{xl}^{ex} \quad P$$

Рівняння статики при $\frac{d\theta_a^{ox}}{dt} = 0$:

За керуючою дію слід прийняти G_{xl} .

Таблиця 8.1

Технологічна карта процесу

№ п/п	Назва параметру	Одиниця вимірювання	Номінальне значення
1	Витрата абсорбента	м ³ /Г	1100
2	Витрата початкової газової суміші	м ³ /Г	205000
3	Концентрація CO ₂ в початковій газовій суміші	%(об'ємних)	20
	Концентрація CO ₂ в збідненої газової суміші	%(об'ємних)	1
5	Концентрація газової суміші	см ³ /м ³	30-100
6	Концентрація моноетаноламіну	%(об'ємних)	20
7	Тиск у колоні	мПа	2,7

8	Висота абсорбера	м	36
9	Діаметр абсорбера	м	4.2
10	Рівень рідини в абсорбері	м	3

Структурна схема взаємозв'язку між технологічними параметрами об'єкта

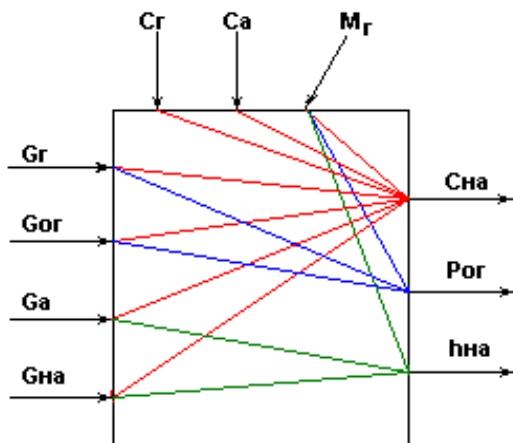


Рис. 8.2. Структурна схема об'єкта

Зі структурної схеми об'єкта видно, що витратою початкової газової суміші на вході в теплообмінник можна регулювати концентрацію насиченого абсорбента і тиск в об'єкті регулювання.

Витратою збідненої газової суміші можна регулювати тиск в об'єкті регулювання і концентрацію насиченого абсорбента.

Витратою абсорбента на вході в теплообмінник можна регулювати концентрацію насиченого абсорбента і рівень насиченого абсорбента в об'єкті.

За допомогою витрати насиченого абсорбента можна регулювати концентрацію насиченого абсорбента і рівень насиченого абсорбента в об'єкті.

До регульованих параметрів належать:

- концентрація абгазу на виході колони;
- концентрація насиченого абсорбента;

- тиск в колоні;
- рівень насиченого абсорбента ;

До регулюючих параметрів належать:

- витрата початкової газової суміші;
- витрата абсорбенту;
- витрата насиченого абсорбенту;
- витрата холодоносія.

Автоматичне регулювання

- Регулювання $c_{ог}$ по подачі абсорбента G_a - як показника ефективності процесу абсорбції.

- Регулювання тиску у верху колони $P_v = P_{ог}$ по відборі збідненої газової суміші $G_{ог}$ - для забезпечення матеріального балансу по газовій фазі.

- Регулювання рівня $h_{на}$ по відборі насиченого абсорбента $G_{на}$ - для забезпечення матеріального балансу по рідкій фазі.

- Регулювання температури вихідних матеріальних потоків газу $\theta_{г}^0$ і абсорбента θ_a^0 по подачі холодоагентів $G_{хл1}$ і $G_{хл2}$ відповідно - для забезпечення теплового балансу установки.

- Стабілізація витрати вихідної газової суміші $G_{г}$ - для забезпечення заданої продуктивності установки.

Автоматичний контроль

- Витрати - $G_{г}, G_a, G_{ог}, G_{на}, G_{хл1}, G_{хл}$.
- Температури - $\theta_{г}, \theta_{ог}^x, \theta_a, \theta_{на}, \theta_{хл1}, \theta_{хл2}, \theta_{г}^0, \theta_a^0, \theta_{атм}$.
- Тиску - $P_v, P_{н}, \Delta P$.
- Рівня насиченого абсорбента - $h_{на}$.
- Концентрації - $c_{ог}$.

Сигналізація

- Істотні відхилення $c_{ог}$ від $c_{ог}^{зд}$.
- Значне підвищення тиску, при якому формується сигнал «В схему захисту».

Система захисту

По сигналу «В схему захисту» - відкривається магістраль $G_{ог}$, закриваються всі інші магістралі.

Розрахунок математичної моделі об'єкта

Розрахуємо математичну модель об'єкта за каналом регулювання концентрації у очищеній газовій суміші. Для знаходження передаточної функції об'єкта регулювання по каналу $G_a \rightarrow c_{oz}$ використаємо рівняння динаміки (8.12). Маємо:

$$\rho_{oz} \cdot S_{an} \cdot (H_{an} - h_{na}) \cdot \frac{dc_{oz}}{dt} + G_{oz} \cdot c_{oz} = G_z \cdot c_z + G_a \cdot c_a - G_{na} \cdot c_{na}$$

Здійснивши перетворення Лапласа:

$$C_{oz}(s) \cdot (\rho_{oz} \cdot S_{an} \cdot (H_{an} - h_{na}) \cdot s + G_{oz}) = G_a(s) \cdot c_a,$$

знаходимо передаточну функцію об'єкта

$$W(s) = \frac{C_{oz}(s)}{G_a(s)} = \frac{c_{oz}}{(\rho_{oz} \cdot S_{an} \cdot (H_{an} - h_{na}))s + G_{oz}} = \frac{c_{oz}/G_a}{\frac{\rho_{oz} \cdot S_{an} \cdot (H_{an} - h_{na})}{G_{oz}} \cdot s + 1}.$$

Таким чином, динамічні властивості колони по основному контуру регулювання описуються аперіодичною ланкою першого порядку

$$W(s) = \frac{K_{об}}{T_{об}s + 1},$$

При цьому коефіцієнт передачі об'єкта

$$K_{об} = \frac{c_{oz}}{G_a}.$$

Постійна часу об'єкта

$$T_{об} = \frac{\rho_{oz} \cdot S_{an} \cdot (H_{an} - h_{na})}{G_{oz}}.$$

$$S_{an} \cdot (H_{an} - h_{na}) = V_{oz}$$

Розрахуємо параметри об'єкта.

Коефіцієнт передачі

$$K_{об} = \frac{c_{oz}}{G_a} = \frac{20}{1100} = 0,018 \frac{\%об \cdot z}{M^3}.$$

Визначимо молярну масу газу CO₂

$$M_{oz} = A_r(C) + 2A_r(O_2) = 0,044 \frac{кг}{моль}$$

Густина цільового компонента газу

$$\rho_{oz} = \frac{M_{oz}}{V_m} = \frac{0,044}{22,4 \cdot 10^{-3}} = 20 \frac{кг}{м^3}.$$

Тоді масова витрата газу:

$$G_{oz} = \rho_{oz} \cdot F_{oz} = 20 \cdot 205000 = 5100000 \frac{\text{кг}}{\text{год}}.$$

Постійна часу об'кта

$$V_{oz} = S_{an} \cdot (H_{an} - h_{na}) = 13,85 \cdot (36 - 3) = 457,5 \text{ м}^3$$

$$T_{об} = \frac{\rho_{oz} \cdot S_{an} \cdot (H_{an} - h_{na})}{G_{oz}} = \frac{20 \cdot 13,85 \cdot (36 - 3)}{5100000} = 0,018 \text{ с}$$

$$\text{де } S_{an} = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 4,2^2}{4} = 13,85 \text{ м}^2$$

8.3. Програма роботи

Засвоїти теоретичні відомості щодо процесів що протікають в абсорбері. Провести розрахунок адсорбера відповідно до запропонованих варіантів.

8.4. Контрольні запитання

1. Що являє собою процес абсорбції?
2. Як протікає процес очищення газу від CO_2 ?
3. Як записується рівняння динаміки процесу абсорбції?
4. Як виглядає рівняння статичного матеріального балансу по кількості цільового компоненту?
5. Який параметр варто приймати за керуючу дію в процесі абсорбції?
6. Зобразіть структурну схему взаємозв'язку між технологічними параметрами абсорбера.
7. Як можна регулювати тиск в абсорбері?
8. Як можна регулювати концентрацію насиченого абсорбента?
9. Які параметри процесу абсорбції є регульованими?
10. Які параметри підлягають автоматичному контролю?

8.5. Завдання для самостійного виконання

Дати короткий опис технологічного процесу. Навести вихідні дані до роботи. Проаналізувати технологічний процес на основі рівнянь матеріального і теплового балансу. Скласти і проаналізувати

структурну схему об'єкта автоматизації. Визначити основні контури автоматичного регулювання, сигналізації і захисту. Розрахувати математичну модель об'єкта за основним каналом управління відповідно до вихідних даних (табл 8.1). Побудувати розгінну характеристику об'єкта при 15% зміні вхідної величини.

Таблиця 8.1

Номер варіанта	$V_0, \text{м}^3/\text{с}$	$y_n, \text{кг}/\text{м}^3$	$y_k, \text{кг}/\text{м}^3$
1	6	$35 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$
2	7	$35 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$
3	8	$35 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$
4	9	$35 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$
5	10	$35 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$
6	11	$35 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$
7	12	$35 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$
8	13	$10 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$
9	13	$15 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$
10	13	$20 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$
11	13	$25 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$
12	13	$30 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$
13	13	$40 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$
14	13	$45 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-3}$
15	13	$35 \cdot 10^{-3}$	$1,2 \cdot 10^{-3}$
16	13	$35 \cdot 10^{-3}$	$1,3 \cdot 10^{-3}$
17	13	$35 \cdot 10^{-3}$	$1,4 \cdot 10^{-3}$
18	13	$35 \cdot 10^{-3}$	$1,5 \cdot 10^{-3}$
19	13	$35 \cdot 10^{-3}$	$1,6 \cdot 10^{-3}$
20	13	$34 \cdot 10^{-3}$	$1,3 \cdot 10^{-3}$
21	11	$32 \cdot 10^{-3}$	$1,4 \cdot 10^{-3}$
22	11	$33 \cdot 10^{-3}$	$1,5 \cdot 10^{-3}$
23	11	$34 \cdot 10^{-3}$	$1,6 \cdot 10^{-3}$
24	12	$35 \cdot 10^{-3}$	$1,7 \cdot 10^{-3}$
25	12	$36 \cdot 10^{-3}$	$1,8 \cdot 10^{-3}$

Робота 9. Розрахунок моделі спиртової ректифікаційної колони

9.1. Мета роботи

Отримати навички у розрахунку моделей спиртових ректифікаційних колон.

9.2. Теоретичні відомості

Найбільш відповідальним етапом виробництва спирту є ректифікація.

Ректифікація — процес розділення рідких летких сумішей на компоненти або групи компонентів (фракції) шляхом багатократного двостороннього масо- і теплообміну між протилежно рухомими паровим і рідинним потоками. Необхідна умова процесу ректифікації — різна летючість (пружність пари) окремих компонентів.

При взаємодії протилежно рухомих потоків в процесі ректифікації відбувається дифузія низькокиплячого компонента (НKK) з рідини в пару і висококиплячого компонента (ВKK) з пари в рідину. Спосіб контакту потоків може бути ступінчастим (у тарілчастих колонах) або безперервним (у насадочних колонах).

У ректифікаційних колонах спеціальні контактні пристрої (тарілки, насадки) створюють умови, що сприяють максимальному наближенню взаємодіючих парового і рідинного потоків. Аби ці потоки могли обмінюватися речовиною і енергією, вони мають бути нерівноважні. При контакті потоків в результаті тепло- і масообміну значення нерівноважності зменшується. Потім потоки відділяються один від одного і процес продовжується шляхом нового контакту цих фаз вже на іншому, суміжному рівні з іншими рідинними і паровими потоками. В результаті багатократного контакту, що повторюється на послідовних тарілках (рівнях), рідини і пари, що рухаються в протитоці по висоті колони, склади взаємодіючих фаз істотно змінюються: паровий потік при русі вгору збагачується НKK, а рідинний, стікаючи вниз, збіднюється ними, тобто збагачується ВKK. При чималій дорозі контакту протилежно рухомих потоків по колоні можна отримати зрештою пару, що виходить з верхньої частини колони, яка є чистим НKK, конденсація якого дає дистилат, а з

нижньої частини колони – порівняно чистий ВКК, так званий кубовий залишок.

Рідинний потік в колоні (флегма) утворюється в результаті часткової конденсації пари, що виходить з верхньої частини колони в спеціальних теплообмінних апаратах — дефлегматорах та повертається в колону у вигляді живлення. Для створення парового потоку в колоні в її нижню частину підводиться певна кількість теплоти безпосереднім впусканням гріючої пари (випадок відкритого обігріву колони) або подачею його в спеціальний теплообмінник — випарник, через поверхню теплопередачі якого теплота передається киплячому кубовому залишку (випадок закритого обігріву).

Зрошування флегмою, необхідне для проведення процесу ректифікації в колонах, досягається шляхом подачі живлення в рідкому вигляді на її верхню тарілку.

Зрошування здійснюється за рахунок частини конденсату пари, що виходить з колони. Ця пара утворює дистилят — верхній продукт колони, тому зрошування і відбір дистиляту кількісно зв'язані між собою. Відношення кількості гарячої (при температурі конденсації) пари для зрошування або флегми $G_{фл}$ до кількості дистиляту G_d називається флегмовим числом R .

$$R = \frac{G_{фл}}{G_d}$$

Флегмове число може змінюватись від 0 до ∞ . При $R=0$ в колоні не буде масообміну та збагачення пари НКК. При $R=\infty$ весь конденсат пари, що виходить з колони, повністю йде на зрошення колони; в такому випадку відбір дистиляту рівний нулю, колона працює «на себе», не видаючи дистиляту.

Від величини флегмового числа залежить ефективність процесу ректифікації. Чим вище флегмове число тим більшу теплову потужність необхідно підводити до колони. Автоматична стабілізація флегмового числа (розроблена кафедрою) дозволяє суттєво економити витрати гріючої пари.

Для опису процесу ректифікації застосовують наступні діаграми:

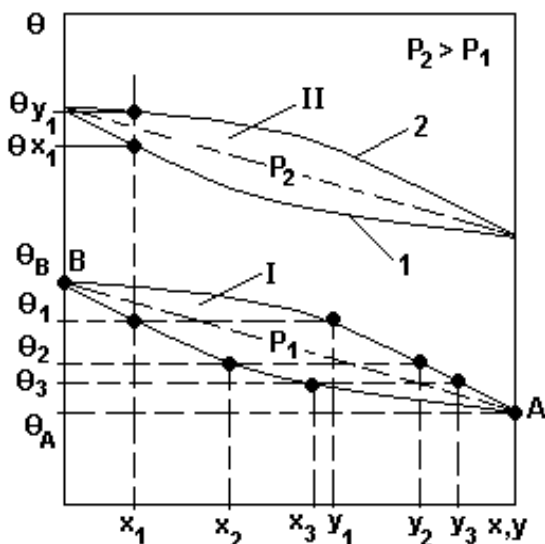


Рис.9.1. Діаграма рівноваги « $\theta - x - y$ » при $P = \text{const}$
 I- діаграма при P_1 ; II- діаграма при P_2
 1-лінія кипіння рідкої фази; 2-лінія конденсації парової фази

Суміш двохкомпонентна: компонент А - низькокиплячий; компонент В - висококиплячий.

- Діаграма дозволяє визначати:
- θ_x і θ_y - для будь-якого стану суміші при заданому P ;
- x і y - для будь-якої температури суміші.

По даним діаграми « $\theta - x - y$ » може бути побудована діаграма рівноваги « $x - y$ » при $P = \text{const}$.

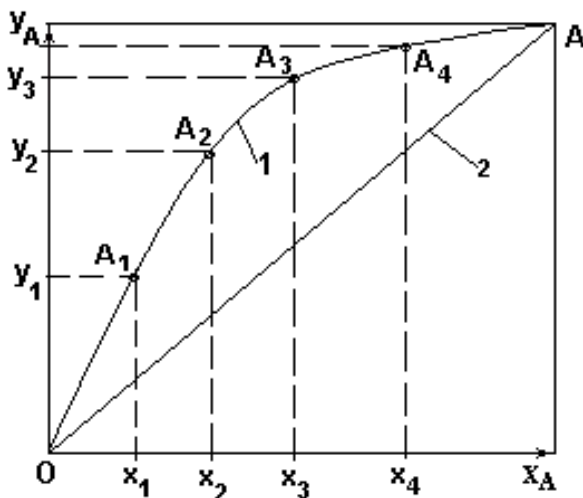


Рис.9.2. Діаграма рівноваги « $x - y$ » при $P = \text{const}$
1-лінія рівноваги; 2-діагональ $y_A = x_A$

- По осях y і x відкладають значення y_A і x_A , що відповідають 100% складу компонента А в паровій та рідкій фазах відповідно;
- Діагональ ОА відповідає складам суміші $y_A = x_A$.
- Розташування рівноважної лінії вище діагоналі означає, що пара збагачена НКК.
- Чим ближче лінія рівноваги до діагоналі, тим менше різниця складів рідкої та парової фаз і тим важче розділяється суміш при ректифікації.

Схема технологічного процесу ректифікації для математичного опису робочих ліній процесу представлена на рис. 9.3.

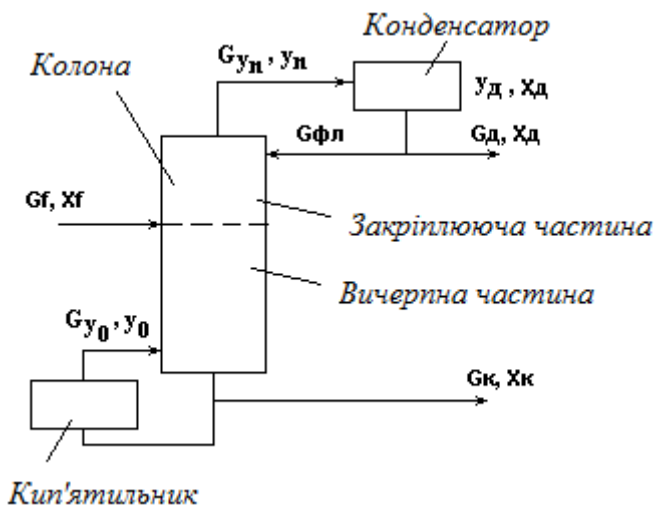


Рис.9.3. Схема процесу ректифікації

Позначення параметрів процесу:

- G_f, G_{fl}, G_o, G_k - витрати живлення, флегми, дистилату, куба;
- x_f, x_o, x_k - молярні склади відповідних потоків;
- $R = G_{fl}/G_o$ - флегмовое число.

Розрахунок робочого флегмового числа.

$$R_{\min} = \frac{x_o - y_f}{y_f - x_f},$$

де x_f - заданий склад рідкої фази потоку живлення;

y_f - відповідний рівноважний склад парової фази потоку живлення.

Робоче флегмовое число знаходять з співвідношень:

$$R = 1,3 * R_{\min} + 0,3$$

або

$$R = \sigma * R_{\min},$$

де $\sigma = 1,2-2,5$ - коефіцієнт надлишку флегми.

Рівняння робочої лінії верхньої частини колони

$$y = \frac{R}{R+1} * x + \frac{x_o}{R+1} \quad (9.1),$$

де y, x - склади парової та рідкої фаз верху колони, молярні частки; x_d - склад дистилату.

Позначимо: $b_1 = \frac{x_\partial}{R+1}$; $\operatorname{tg} \alpha_1 = \frac{R}{R+1}$.

Рівняння робочої лінії нижньої частини колони

$$y = \frac{R+f}{R+1} * x + \frac{1-f}{R+1} * x_k \quad (9.2)$$

де $f = \frac{G_f}{G_a}$.

Позначимо: $b_2 = \frac{1-f}{R+1} * x_k$; $\operatorname{tg} \alpha_2 = \frac{R+f}{R+1}$

Побудова робочих ліній процесу ректифікації.

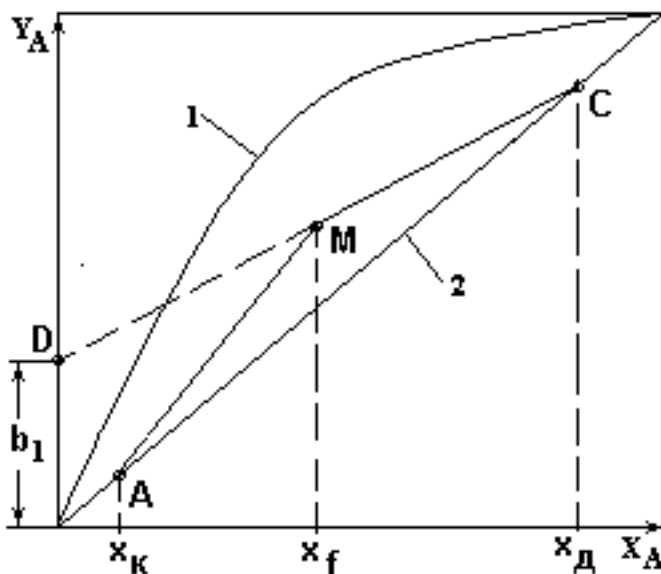


Рис.9.4. Робочі лінії процесу ректифікації

- 1 - Рівноважна лінія процесу ректифікації;
- 2 - Лінія рівних концентрацій парової та рідкої фаз компонента А в колоні.
- Склади парової та рідкої фаз у верхній та нижній частинах колони рівні, тобто відповідають лінії 2.

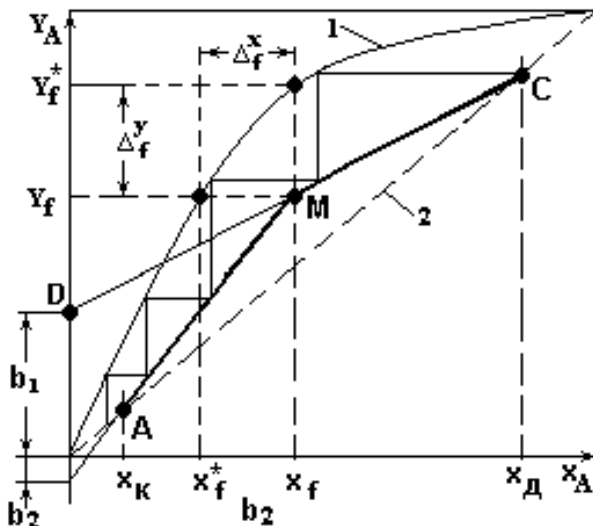


Рис.9.5. Діаграма «Робоча лінія-лінія рівноваги» процесу ректифікації

- 1 – рівноважна лінія процесу бінарної ректифікації;
- 2 – лінія рівних концентрацій в паровій та рідкій фазах.

Аналіз діаграми «Робоча лінія - лінія рівноваги»

- По діаграмі визначають наступні параметри:
 - Число ступенів розділення;
 - Рушійну силу процесу в будь-яких точках колони:

$\Delta_i^x = x - x^*$, $\Delta_i^y = y^* - y$, що відповідає напрямку масопередачі

$G_x \rightarrow G_y$, и $\Delta_{\text{пд}}$.

- Рушійні сили Δ_i та $\Delta_{\text{сп}}$ залежать:
 - від режимних параметрів процесу, визначаючих положення рівноважної кривої (Р, θ);
 - від x_f , x_d , x_k - визначаючих положення робочої лінії процесу;
 - від $R = G_{\text{фл}}/G_d$ і $f = \frac{G_f}{G_d}$, тобто от $G_{\text{фл}}$, G_d , G_f ;
 - від теплових параметрів G_f .

● Потрібну рушійну силу процесу ректифікації можна забезпечити:

- стабілізацією режимних параметрів P або θ ;
- стабілізацією параметрів потоку живлення G_f и θ_f ;
- стабілізацією або зміною флегмового числа $R = G_{фл} / G_d$.

Об'єкт управління – установка ректифікації для виділення з вихідної рідкої суміші цільового компонента у складі дистилату.

Процес масопередачі відбувається на тарілках зміцнюючої (верхньої) і вичерпної (нижньої) частини колони в результаті взаємодії рідкої і парової фаз, що рухаються в колоні протитечією.

Рушійна сила – різниця між рівноважною і робочою концентраціями цільового компонента в рідкій або паровій фазі:

$$\Delta^x = x - x^* \text{ і } \Delta^y = y - y^* \text{ відповідно.}$$

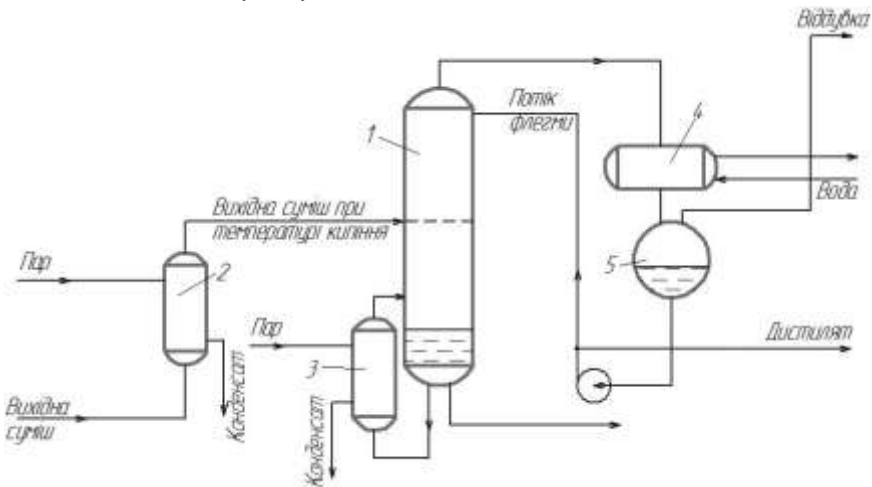


Рис. 9.6. Схема однокорпусної ректифікаційної установки

Робота установки. Вихідна суміш G_n (G_{xf}) нагрівається в підігрівачі потоку живлення 2 до температури кипіння θ_n^0 і подається в колонку 1 на тарілку живлення. Вихідна суміш стікає по тарілках нижньої частини колони у вигляді рідинного потоку G_x в куб колони, беручи участь в массообмінному процесі з паровим потоком G_y . З куба колони виводиться кубовий продукт $G_{куб}$. Частина кубового продукту

подається в кип'ятильник 3, де випаровується з утворенням парового потоку G_{y0} , який подається в низ колони.

Паровий потік піднімається в верх колони, контактуючи з рідким потоком і збагачуючись цільовим компонентом.

Збагачений цільовим компонентом паровий потік G_{yn} виводиться з верху колони і подається в дефлегматор 4, де конденсується.

Конденсат збирається у флегмовій ємності 5. Із ємності відбирається два потоки:

- потік дистилату G_d - цільовий продукт;
- потік флегми $G_{фл}$ - рідка фаза, використовується для зрошування верху колони.

Показник ефективності процесу C_d - концентрація дистилату.

Мета управління процесом - забезпечення $C_d = C_d^{зд}$

Математичний опис процесів ректифікації

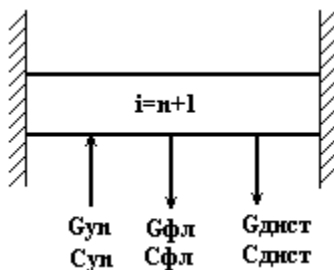


Рис.9.7. Структурна схема дефлегматора з флегмовою ємністю

Матеріальний баланс по всій речовині.

- Рівняння динаміки:

$$\rho_{фл} S_{фл} \frac{dh_{фл}}{dt} = G_{yn} - G_{фл} - G_{дист} \quad (9.3)$$

де $\rho_{фл}$ - густина флегми, кг/м^3 ;

$S_{фл}$ - переріз флегмової ємності, м^2 ;

$h_{фл}$ - рівень флегми, м;

G_{yn} , $G_{фл}$, $G_{дист}$ - масові витрати, кг/с .

- Рівняння статики:

$$G_{yn} = G_{фл} + G_{дист} \quad (9.4).$$

- На основі (9.3) та (9.4) можна вважати:

$$h_{\phi\lambda} = f(G_{yn}, G_{\phi\lambda}, G_{\theta})$$

- Пріоритетний керуючий вплив $G_{\text{дист}}$.

Матеріальний баланс по цільовому компоненту.

- Рівняння динаміки:

$$M_{n+1} \frac{dC_{\text{дист}}}{dt} = G_{yn} C_{yn} - G_{\phi\lambda} C_{xn+1} - G_{\text{дист}} C_{xn+1} \quad (9.5).$$

- Рівняння статички:

$$G_{yn} C_{yn} = G_{\text{дист}} C_{xn+1} + G_{\phi\lambda} C_{xn+1} \quad (9.6).$$

- На основі (9.5) та (9.6) можна вважати:

$$C_{\text{дист}} = f(G_{yn}, G_{\phi\lambda}, G_{\theta})$$

- Пріоритетний керуючий вплив $G_{\phi\lambda}$.

Тепловий баланс верху колони ($\theta_e = \theta_n$).

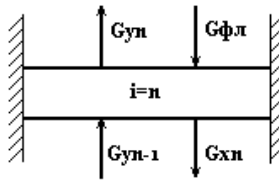


Рис.9.8. Структурна схема n-ої тарілки

- Рівняння динаміки:

$$M_{xn} C_{pxn} \frac{d\theta_e}{dt} = G_{yn-1} C_{py n-1} \theta_{yn-1} - G_{yn} C_{py n} \theta_e + \\ + G_{\phi\lambda} C_{p\phi\lambda} \theta_{\phi\lambda} - G_{xn} C_{pxn} \theta_e \quad (9.7).$$

- Рівняння статички:

$$G_{yn-1} C_{pyн-1} \theta_{yn-1} + G_{фл} C_{pфл} \theta_{фл} = G_{yn} C_{pyн} \theta_e + G_{xn} C_{pxн} \theta_e \quad (9.8).$$

- Позначення:
 - M_{xn} - маса парової фази нагорі колони;
 - $C_{pyн}, C_{py, n-1}, C_{pфл}, C_{pxн}$ – питомі теплоємності парової та рідкої фази на n-ій тарілці;
 - G_{yn-1}, G_{yn}, G_{xn} – витрати парової та рідкої фази на n-ій тарілці.
- На основі (9.7) та (9.8) можна вважати: $\theta_{\hat{a}} = f(G_{\hat{o}\hat{e}}, G_{yn}, G_{yn-1}, G_{xn})$
- Пріоритетний керуючий вплив $G_{фл}$.
Баланс по паровій фазі.

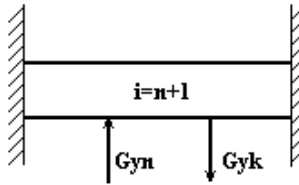


Рис.9.9. Структурная схема конденсатора без флегмової ємності

- Рівняння динаміки:

$$\frac{V * M \hat{a}}{R * \theta_{\hat{a}}} * \frac{dP_{\hat{a}}}{dt} = G_{yn}(P_{\hat{a}}) - G_{yk}(G_{\hat{o}\hat{e}}) \quad (9.9).$$

- Рівняння статики:

$$G_{yk}(G_{\hat{o}\hat{e}}) = G_{yn}(P_{\hat{a}}) \quad (9.10).$$

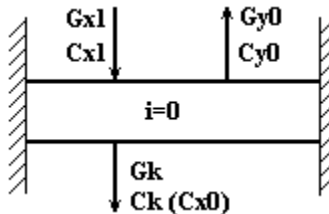


Рис.9.10. Структурна схема куба і кип'ятильника

Тепловий баланс низу колони ($\theta_n = \theta_0$).

- Рівняння динаміки:

$$\rho_k V_k C_{pk} \frac{d\theta_n}{dt} = G_{zp} r_{zp} + G_{x1} C_{px1} \theta_{x1} - G_{y0} r_k - G_k C_{pk} \theta_n \quad (9.11)$$

- Рівняння статики:

$$G_{zp} r_{zp} + G_{x1} C_{px1} \theta_{x1} = G_{y0} r_k + G_k C_{pk} \theta_n \quad (9.12)$$

- На основі (9.5) та (9.6) можна вважати:

$$\theta_n = f(G_{zp}, G_k).$$

- Пріоритетний керуючий вплив G_{zp} .

Матеріальний баланс по всій речовині.

- Рівняння динаміки:

$$\rho_k S_k \frac{dh_k}{dt} = G_{x1} - G_k - G_{y0} \quad (9.13)$$

- Рівняння статики:

$$G_{x1} = G_k + G_{y0} \quad (9.14)$$

де ρ_k – густина кубової рідини, кг/м^3 ;

S_k – переріз куба колони, м^2 ;

h_k – рівень кубової рідини, м;

G_{x1} , G_k , G_{y0} – масові витрати потоків в кубі колони.

- Можна вважати:

$$h_k = f(G_k, G_{y0}).$$

- Пріоритетний керуючий вплив G_k .

Матеріальний баланс по низькокиплячому компоненту.

- Рівняння динаміки:

$$M_0 \frac{dC_{x0}}{dt} = G_{x1} C_{x1} - G_k C_{x0} - G_{y0} C_{y0} \quad (9.15)$$

- Рівняння статики:

$$G_{x1} C_{x1} = G_k C_{x0} + G_{y0} C_{y0} \quad (9.16)$$

- Основні припущення:

◆ Кип'ятильник з повним випаровуванням, тобто $C_{y0}=C_{x0}$;

◆ Тепловий баланс кип'ятильника:

$$G_{y0} r_k = G_{zp} r_{zp}$$

● Позначення:

M_0 - маса рідини в нижній частині колони, кг;

$r_{гр}$ – питома теплота конденсації пари, Дж/кг;

r_k – питома теплота випаровування кубової рідини, Дж/кг.

◆ На основі (3) та (4) можна записати:

$$c_k = f(G_{x1}, G_k, G_{y0}(G_{\bar{a}\bar{d}}), c_{x1}).$$

● Пріоритетний керуючий вплив $G_{гр}$.

Тепловий баланс верху колони ($\theta_n = \theta_n$).

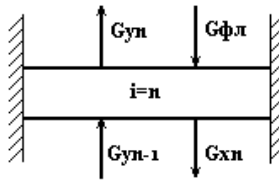


Рис.9.11. Структурна схема n-ої тарілки

● Рівняння динаміки:

$$M_{xn} C_{pxn} \frac{d\theta_n}{dt} = G_{yn-1} C_{py_{n-1}} \theta_{yn-1} - G_{yn} C_{py_n} \theta_n + G_{фл} C_{pфл} \theta_{фл} - G_{хп} C_{pxn} \theta_n \quad (9.17)$$

● Рівняння статики:

$$G_{yn-1} C_{py_{n-1}} \theta_{yn-1} + G_{фл} C_{pфл} \theta_{фл} = G_{yn} C_{py_n} \theta_n + G_{хп} C_{pxn} \theta_n \quad (9.18)$$

● Позначення:

- $M_{хп}$ - маса парової фази нагорі колони;

- $C_{руп}, C_{ру, n-1}, C_{рфл}, C_{рхп}$ - питомі теплоємності парової та рідкої фази на n -ій тарілці;
 - G_{yn-1}, G_{yn}, G_{xn} - масові витрати парової та рідкої фаз на n -ій тарілці.

• На основі (9.7) та (9.8) можна вважати: $\theta_a = f(G_{\delta e}, G_{yn}, G_{yn-1}, G_{xn})$

• Пріоритетний керуючий вплив $G_{фл}$.

З огляду на вищезазначені залежності, які описують процеси в ректифікаційній колоні, на хід технологічного процесу впливатимуть наступні величини:

- масові витрати вхідної суміші (потoku живлення),
- дистиляту на виході установки,
- флегми,
- кубового продукту,
- гріючої пари в кип'ятильник,
- холодоагенту в дефлегматор,
- теплоносія в нагрівач потоку живлення,
- склад вихідної суміші,
- кубового залишку,
- парів дистиляту,
- флегми,
- парового потоку з кип'ятильника,
- температури вихідної суміші,
- теплоносія в нагрівач потоку живлення,
- гріючої пари в кип'ятильник,
- холодоагенту в дефлегматор,
- питомі теплоємності гріючого пару, холодоагенту та теплоносія,
- густини потоку живлення, флегми, кубового залишку,
- геометрична форма колони, кількість та конструкція тарілок, відстань між тарілками, характер та ступінь забруднення тарілок.

Таблиця 9.1

Технологічна карта процесу

№	Назва параметру	Одиниця вимірювання	Номінальне значення	Допустимі відхилення
1	Масова витрата теплоносія	кг/с	0,26	$\pm 0,05$
2	Масова витрата холодоносія	кг/с	4,31	± 1
3	Масова витрата гріючої пари	кг/с	0,37	$\pm 0,05$
4	Масова витрата потоку живлення	кг/с	2,64	$\pm 0,5$
5	Масова витрата дистиляту на виході	кг/с	0,275	$\pm 0,15$
6	Масова витрата флегми на зрошення	кг/с	0,55	$\pm 0,15$
7	Температура потоку живлення	$^{\circ}\text{C}$	93,5	$\pm 0,5$
8	Температура верху колони	$^{\circ}\text{C}$	93	± 1
9	Температура низу колони	$^{\circ}\text{C}$	85	± 1
10	Рівень кубового залишку в ректифікаційній колоні	м	2	$\pm 0,4$
11	Рівень флегми у флегмовій ємності	м	1	$\pm 0,2$
12	Тиск вгорі колони	кПа	3	± 2
13	Тиск внизу колони	кПа	10	± 2
14	Концентрація етанолу в дистиляті	% мас.	96	-8

Структурна схема об'єкта автоматизації

Проаналізуємо технологічні параметри верху ректифікаційної колони як об'єкта керування. Можливими керуючими впливами є витрати дистиляту G_d , флегми на зрошення $G_{фл}$, холодоносія $G_{хл}$ та витрата низькокиплячого компонента на останній тарілці колони $G_{ун}$.

Проте витрата дистилляту визначається наступним технологічним процесом, тому не може бути використана в якості керуючого впливу та само як і витрата потоку живлення. Контрольованими збуреннями є температура флегми $\theta_{фл}$. Неконтрольованими збуреннями є питомі теплоємності води $C_{рх}$ і етилового спирту $C_{ру}$. Вихідними параметрами є концентрація етилового спирту в дистилаті C_d , температура верху колони θ_v , тиск вверху колони P_v , рівень флегми у флегмовій ємності.

Структурна схема взаємозв'язку між технологічними параметрами об'єкту відображена на рис.9.12.

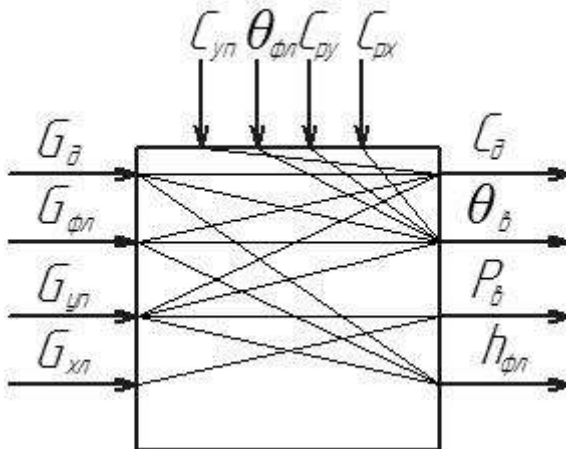


Рис. 9.12. Структурна схема об'єкту автоматизації

Моделювання АСР спиртової ректифікаційної колони.

Для складання математичної моделі об'єкта керування скористаємося теоретичними основами процесу, вибравши модельованим контуром контур регулювання температури верху колони шляхом впливу на витрату пари.

Функціональна схема автоматизації спиртової ректифікаційної колони на базі програмованого логічного контролера показана на ри.9.13.

$\theta_{\phi\lambda}$ - температура флегми;

θ_{yn-1} - температура на (n-1)-ій тарілці;

G_{yn-1} , G_{yn} , $G_{\phi\lambda}$, G_{xn} – масові витрати парової та рідкої фаз на n-ій тарілці та флегми.

Рівняння статички:

$$G_{yn-1} C_{pyн-1} \theta_{yn-1} + G_{\phi\lambda} C_{p\phi\lambda} \theta_{\phi\lambda} = G_{yn} C_{pyн} \theta_{\phi\lambda} + G_{xn} C_{pxн} \theta_{\phi\lambda}$$

Рівняння динаміки в нормалізованому вигляді:

$$M_{xn} C_{pxн} \frac{d\theta_{\phi\lambda}}{dt} + (G_{yn} C_{pyн} + G_{xn} C_{pxн}) \theta_{\phi\lambda} = G_{yn-1} C_{pyн-1} \theta_{yn-1} + G_{\phi\lambda} C_{p\phi\lambda} \theta_{\phi\lambda}$$

На

основі даного рівняння динаміки об'єкт по каналу $G_{\phi\lambda} \rightarrow \theta_{\phi\lambda}$

описується математичною моделлю ланки першого порядку:

$$W(s) = \frac{k_o}{T_o s + 1},$$

$$T_o = \frac{M_{xn} C_{pxн}}{G_{yn} C_{pyн} + G_{xn} C_{pxн}}$$

$$k_o = \frac{C_{p\phi\lambda} \theta_{\phi\lambda}}{G_{yn} C_{pyн} + G_{xn} C_{pxн}}$$

Об'єкт має транспортне запізнення:

$$\tau = \frac{\rho_{\phi\lambda} V_{труб}}{G_{\phi\lambda}}$$

де $V_{труб}$ - об'єм трубопроводу від регулюючого органу до входу в апарат;

$\rho_{\phi\lambda}$ - густина флегми.

Отже, вцілому динаміка об'єкта по каналу регулювання описується математичною моделлю аперіодичної ланки першого порядку з запізненням:

$$W(s) = \frac{k_o}{T_o s + 1} e^{-s\tau}$$

Вихідні дані:

- маса парової фази вгорі колони $M_{xn} = 250$ кг
- масова витрата парової фази на n-ій тарілці $G_{yn} = 0,828$ кг/с
- масова витрата рідкої фази на n-ій тарілці $G_{xn} = 0,57$ кг/с
- масова витрата флегми на зрошення $G_{фл} = 0,55$ кг/с
- питома теплоємність парової фази на n-ій тарілці $C_{пyn} = 1844$ Дж/(кг·К)
- питома теплоємність рідкої фази на n-ій тарілці $C_{pxn} = 3900$ Дж/(кг·К)
- питома теплоємність флегми $C_{pфл} = 2390$ Дж/(кг·К)
- температура флегми $\theta_{фл} = 70$ °С
- густина флегми $\rho_{фл} = 754$ кг/м³
- діаметр трубопроводу $D_y = 0,15$ м
- довжина трубопроводу від регулюючого органу до входу в апарат $L = 0,3$ м.

Об'єм трубопроводу від регулюючого органу до входу в апарат:

$$V_{труб} = \frac{\pi D_y^2}{4} L = \frac{3,14 \cdot 0,15^2}{4} \cdot 0,3 = 6,032 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$$

Стала часу об'єкта:

$$T_o = \frac{M_{xn} C_{pxn}}{G_{yn} C_{пyn} + G_{xn} C_{pxn}} = \frac{250 \cdot 3900}{0,828 \cdot 1844 + 0,57 \cdot 3900} = 260,012 \text{ с}$$

Коефіцієнт передачі об'єкта:

$$k_o = \frac{C_{pфл} \theta_{фл}}{G_{yn} C_{пyn} + G_{xn} C_{pxn}} = \frac{2390 \cdot 70}{0,828 \cdot 1844 + 0,57 \cdot 3900} = 44,615$$

Час запізнення:

$$\tau = \frac{\rho_{фл} V_{труб}}{G_{фл}} = \frac{754 \cdot 6,032 \cdot 10^{-3}}{0,55} = 8,269 \text{ с}$$

9.3. Програма роботи

Засвоїти теоретичні відомості щодо процесів що протікають в спиртових ректифікаційних колонах. Провести розрахунок ректифікаційної колони .

9.4. Контрольні запитання

1. Охарактеризуйте процес ректифікації при виробництві спирту.
2. Як протікає процес перетворення речовини в ректифікаційній колоні?
3. Поясніть протікання процесу ректифікації на основі схеми колони ректифікації.
4. Як виглядає рівняння робочої лінії нижньої частини колони?
5. Чим забезпечується рушійна сила процесу ректифікації?
6. Як виглядає рівняння динаміки матеріального балансу колони?
7. Як виглядає структурна схема взаємозв'язку між технологічними параметрами об'єкту?
8. Які величини здійснюють вплив на хід технологічного процесу виробництва спирту?
9. Які параметри входять до технологічної карти процесу виробництва спирту?

9.5. Завдання для самостійного виконання

1. Знайти продуктивність спиртової ректифікаційної колони якщо, автоматизація процесу забезпечує стабілізацію флегмового числа на рівні 4 одиниці, при фитраті флегми 450 дал/год.
2. Система автоматизації колони забезпечує коливання флегмового числа в межах $R = 4 \pm 1$. Як змінюється витрата пари на отримання дистиляту спирту в ректифікаційній колоні продуктивністю 100 дал/год, якщо питома витрата гострої пари складає 40 кг/дал.
3. Знайти флегмове число ректифікаційної колони, якщо теплова потужність колони складає 1000 кВт. Врахувати, що питома теплота випаровування етанолу 920 кДж/кг, втратами теплоти знехтувати.
4. Вказати регульовані і регулюючі технологічні параметри для всіх контурів регулювання в схемі автоматизації ректифікаційної колони рис.9.13.

Список літератури

1. Пальчевський Б. О. Автоматизація технологічних процесів : навч. посіб. Львів : Світ, 2007. 392 с.
2. Бобух А. О. Автоматизовані системи керування технологічними процесами : навч. посіб. Харків : ХНАМГ, 2006. 186 с.
3. Демченко В. А. Автоматизація і моделювання технологічних процесів АЕС і ТЕС : навч. посіб. Одеса : АСТРОПРИНТ, 2001. 305 с.
4. Технологія зв'язаного азоту: підручник / Л. Л. Товажнянський та ін. Харків : НТУ "ХП", 2007. 536 с.
5. Лобойко О. Я., Товажнянський Л. Л., Слабун І. О. Методи розрахунків у технології неорганічних виробництв (Том 1. Зв'язаний азот) : підручник. Харків: НТУ "ХП", 2001. 512 с.
6. Технологія аміаку : навч. посіб. / М. А. Янковський та ін. Дніпропетровськ : УДХТУ, 2004. 300 с.
7. Стенцель Й. І. Математичне моделювання технологічних об'єктів керування : навч. посіб. Київ : ІСДО, 1993. 320 с.
8. Технологія спирту : навч. посіб. / В. О. Маринченко та ін. Вінниця: "Поділля-2000", 2003. 496 с.
9. Автоматизация технологических процессов пищевых продуктов : учебное пособие / Под редакцией Е. Б. Карпина. Москва : Агропромиздат, 1985. 536 с.
10. Автоматизоване керування природоохоронними системами очищення металовмісних стічних вод : монографія / Филипчук В. Л., Древецький В. В., Филипчук Л. В., Клепач М. І. Рівне : "Овід", 2017. 287 с.
11. Сафоник А. П., Таргоній І. М, Клепач М. І. Дослідження та автоматизація реакторів біологічного очищення стоків при контролі концентрації кисню. *Радіоелектроніка, інформатика, управління*. 2017. № 3(42). С.192–197.
12. Іванчук В. В., Древецький В. В. Експериментальні дослідження автоматизованої системи управління ректифікаційної колони. *Вісник Інженерної академії України*. 2017. Вип. 4. С. 65–71.